

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ  
НАЦІОНАЛЬНИЙ ТЕХНІЧНИЙ УНІВЕРСИТЕТ УКРАЇНИ  
«КИЇВСЬКИЙ ПОЛІТЕХНІЧНИЙ ІНСТИТУТ  
імені ІГОРЯ СІКОРСЬКОГО»

**А.Л. Концевой**

**ТЕХНОЛОГІЯ ЗВ'ЯЗАНОГО АЗОТУ І  
ХІМІЧНИХ ДОБРИВ  
ТЕХНОЛОГІЯ ТА АЛГОРИТМИ РОЗРАХУНКІВ  
ВИРОБНИЦТВА АЗОТНИХ ДОБРИВ**

*Рекомендовано Методичною радою КПІ ім. Ігоря Сікорського  
як навчальний посібник для студентів,  
які навчаються за спеціальністю 161 «Хімічні технології та інженерія»,  
спеціалізацією «Хімічні технології неорганічних речовин  
та водоочищення»*

Київ  
КПІ ім. Ігоря Сікорського  
2019

Рецензент: Безносик Ю.О., кандидат технічних наук, доцент кафедри  
кібернетики хіміко-технологічних процесів  
Відповідальний редактор Іваненко І.М., кандидат хімічних наук, доцент

*Гриф надано Методичною радою КПП ім. Ігоря Сікорського  
(протокол № 10 від 20.06.2019 р.)  
за поданням Вченої ради хіміко-технологічного факультету  
(протокол №5 від 29 травня 2019 р.)*

Електронне мережне навчальне видання

*Концевой Андрій Леонідович, канд. техн. наук, доц.*

## ТЕХНОЛОГІЯ ЗВ'ЯЗАНОГО АЗОТУ І ХІМІЧНИХ ДОБРИВ: ТЕХНОЛОГІЯ ТА АЛГОРИТМИ РОЗРАХУНКІВ ВИРОБНИЦТВА АЗОТНИХ ДОБРИВ

Технологія зв'язаного азоту і хімічних добрив: технологія та алгоритми розрахунків виробництва азотних добрив. [Електронний ресурс] : навч. посіб. для студ. спеціальності 161 «Хімічні технології та інженерія», спеціалізації «Хімічні технології неорганічних речовин та водоочищення» / А.Л. Концевой ; КПП ім. Ігоря Сікорського. – Електронні текстові дані (1 файл: 3,84 Мбайт). – Київ : КПП ім. Ігоря Сікорського, 2019. – 227 с.

Процеси синтезу азотних добрив для потреб сільського господарства – достатньо складний комплекс хімічних, масо- і теплообмінних процесів, які протікають у різних фазах. Описано технологічні схеми виробництва аміачної селітри, карбаміду (два способи) і аміачної води. Фізико-хімічні основи окремих стадій виробництва азотних добрив розглянуто у відповідних розділах. Запропоновано алгоритми розрахунків окремих стадій, процесів і апаратів у відповідності з технологічними схемами. Передбачається реалізація алгоритмів в середовищі Excel. Для полегшення створення власної програми наводиться контрольний розрахунок. Посібник буде корисним студентам при вивченні дисципліни, виконанні курсової роботи з кредитного модуля «Хімічна технологія неорганічних речовин 4» і бакалаврського проекту зі спеціальності.

© А.Л. Концевой, 2019  
© КПП ім. Ігоря Сікорського, 2019

А. ВИРОБНИЦТВО АМІАЧНОЇ СЕЛІТРИ.....	4
Б. ВИРОБНИЦТВО КАРБАМІДУ .....	130
ЗАГАЛЬНІ ВІДОМОСТІ.....	131
1 СТРИПІНГ – ПРОЦЕС.....	138
2 ПРОЦЕС ПОДВІЙНОЇ РЕКТИФІКАЦІЇ .....	168
В. ВИРОБНИЦТВО АМІАЧНОЇ ВОДИ.....	193

## ПЕРЕДМОВА

За оцінками аналітиків потреби українського ринку складають 4 млн. тон азотних добрив на рік. Українська хімічна промисловість здатна виробляти 7,5 млн. тон добрив на рік. З них – 4 млн. тон можуть виробляти три заводи Ostchem Д. Фірташа – Черкаський «Азот», «Рівне азот»» і Северодонецький «Азот». Ще 3,5 млн. тон – державний Одеський припортовий завод і «ДніпроАзот» І. Коломойського. Для рентабельного виробництва азотних добрив необхідною умовою є дешевий природний газ. В Україні вартість природного газу для підприємств у квітні 2018 р. складала \$330 за тисячу кубів з ПДВ, а в РФ – близько \$100 за тисячу кубів. Таким чином, собівартість сировини для виробництва аміаку в Україні в три рази дорожче, ніж в РФ. Зауважимо, що частка газу в собівартості добрив складає близько 70%, аміаку – близько 60%. Отже, перспективи виробництва азотних добрив в Україні тісно пов'язані з необхідністю збільшення обсягів власного дешевого природного газу і з введенням антидемпінгових заходів відносно російського імпорту азотних добрив.

# **А. ВИРОБНИЦТВО АМІАЧНОЇ СЕЛІТРИ**

## **ЗМІСТ**

Вступ.....	5
1 Технологічні схеми виробництва.....	6
1.1 Схема нейтралізації нітратної кислоти під підвищеним тиском.....	8
1.2 Принципова схема процесу нейтралізації під вакуумом.....	11
1.3 Схема агрегату АС-72.....	12
2 Фізико-хімічні основи виробництва.....	18
2.1 Фізико-хімічні основи процесу нейтралізації.....	18
2.2 Фізико-хімічні основи процесу упарювання.....	27
2.3 Фізико-хімічні основи процесу грануляції.....	30
3 Властивості аміачної селітри.....	33
4 Апаратурне оформлення схеми АС-72.....	42
4.1 Апарат ВТН.....	42
4.2 Донеітралізатор.....	44
4.3 Випарний апарат.....	45
4.4 Грануляційна башта.....	48
5 Алгоритми технологічних розрахунків.....	53
5.1 Розрахунок апарату ВТН.....	53
5.2 Розрахунок донеітралізатору.....	72
5.3 Розрахунок випарного апарату.....	88
5.4 Розрахунок гідрозатвору-донеітралізатору.....	98
5.5 Розрахунок підігрівача повітря випарного апарату.....	100
5.6 Розрахунок підігрівача азотної кислоти.....	105
5.7 Розрахунок підігрівача аміаку.....	110
5.8 Розрахунок грануляційної башти.....	112
5.9 Розрахунок промивного скрубера.....	114
6 Спрощений розрахунок стадії нейтралізації.....	124
Список рекомендованої та використаної літератури.....	129

## ВСТУП

Нітрат амонію  $\text{NH}_4\text{NO}_3$  використовують як добриво, а також для виготовлення вибухових речовин (амонітів, гранулітів), як реагент для розчинення цирконієвих оболонок твелів при регенерації опроміненого ядерного палива. Виробництво амонійної селітри по світу складає 33 млн т/рік. Аміачна селітра займає провідне місце серед азотних добрив. На початку 20 століття видатний учений-агрохімік академік Д. М. Прянішніков назвав аміачну селітру добривом майбутнього. І це передбачення повністю підтвердилось. Нині 68% добрив, які використовуються в сільському господарстві – це азотні добрива.

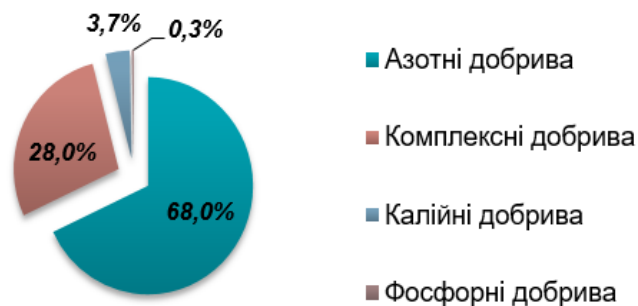


Рисунок 1 – Структура споживання українськими підприємствами мінеральних добрив.

У азотну групу входять аміачна селітра, карбамідно-аміачна суміш і карбамід. Аміачна селітра становить майже 50% від азотної групи.

Потреба українського аграрного сектора в селітрі складає 1,7-1,9 мільйонів тон на рік, а азотних добрив в цілому до 4 мільйонів тон на рік. Загальна потужність українських підприємств сягає 7 мільйонів тон азотних добрив на рік.

За останні роки спостерігається значне зменшення українського експорту азотних добрив і, як наслідок, валютних надходжень. За даними

Державної служби статистики України у січні-березні 2018 року експорт азотних добрив 2018 склав 169,9 тис. тон, на суму 34,2 млн \$, а імпорт – 588,3 тон, на суму 117,3 млн \$. Також відомо що за січень 2018 року вироблено 47,9 тисяч тон нітрату амонію (код продукції за Номенклатурою продукції промисловості - 20.15.33.00), що становить 83,7% від кількості виробленої за січень 2017 року.

Група OSTCHEM, до складу якої входять 4 заводи: Черкаський "Азот", "Рівнеазот", "Сєверодонецький Азот" та "Стирол" в м. Горлівка залишається провідним виробником азотовмісної продукції. Через проблеми з постачанням природного газу заводи працюють не регулярно.

Отже, за останні роки експорт нітрату амонію знизився, а імпорт зріс. Існуючі підприємства працюють не на повну потужність, потреби аграріїв задоволені не повністю.

## **1 ТЕХНОЛОГІЧНІ СХЕМИ ВИРОБНИЦТВА**

Схеми виробництва аміачної селітри класифікуються по тиску на стадії нейтралізації:

- працюючі під атмосферним тиском (або близькому до нього);
- працюючі під підвищеним тиском.

Так як кінцевою метою виробництва є отримання твердого нітрату амонію, то на стадії нейтралізації прагнуть отримати максимально концентровані розчини  $\text{NH}_4\text{NO}_3$ , щоб в подальшому спростити і здешевити стадію випарювання розчину до стану майже безводного плаву. Оптимальні умови для проведення процесу нейтралізації вибирають в результаті аналізу спільного впливу на цей процес таких параметрів, як концентрація нітратної кислоти, температура і тиск в реакторі. Для отримання висококонцентрованих розчинів необхідно застосовувати нітратну кислоту високої концентрації, підігрівати реагенти. У сучасних

установках виробництва аміачної селітри тепло реакції нейтралізації повністю використовують для випаровування води з розчину аміачної селітри.

Можна застосувати нітратну кислоту такої високої концентрації і так підігріти вихідні компоненти, що в процесі нейтралізації буде отримано практично безводний плав: наприклад, при концентрації нітратної кислоти приблизно 63% і температурі її в межах 100-110 °С. Однак доцільність такого процесу обмежується високою температурою, яка встановлюється в нейтралізаторі. З підвищенням температури нейтралізації збільшуються втрати нітрату через деяке розкладання нітратної кислоти і аміачної селітри. Крім того, при високих температурах внаслідок помітного збільшення тиску парів аміачної селітри створюються умови для її віднесення з соковим паром у вигляді важко вловлюваного аерозолю

З підвищенням температури процесу нейтралізації ростуть вимоги до корозійної стійкості матеріалу, з якого виготовлений нейтралізатор. При температурі в зоні реакції до 140 °С цілком стійким матеріалом для нейтралізатора є сталь 08X18H10T; для діапазону температур 140-170 °С необхідно застосовувати більш дорогу низьковуглецеву хромонікелеву сталь 03X18H11, а при більш високих температурах – титан.

Найбільш широкого поширення набули установки, в яких процес нейтралізації здійснюють під тиском, близьким до атмосферного (надмірний тиск сокового пару 5-20 кПа).

Перевагою нейтралізації під атмосферним тиском є простота схеми, можливість використання газоподібного аміаку, який з цеху синтезу аміаку видається під тиском, як правило, не вище 200-300 кПа, без його скраплення і повторного випаровування. Ці переваги особливо вагомі при використанні нітратної кислоти концентрацією не вище 50%, коли соковий пар при атмосферному тиску можна використовувати для додаткового упарювання під вакуумом розчинів, отриманих в нейтралізаторі, тобто

коли вдається дворазово використовувати теплоту реакції нейтралізації і отримувати розчини  $\text{NH}_4\text{NO}_3$ , концентрацією 82-85%. Використання більш концентрованої нітратної кислоти (58-60%  $\text{NH}_4\text{NO}_3$ ) з попереднім підігрівом вихідної сировини дає можливість при атмосферному тиску отримати розчин високої концентрації (до 92-95%  $\text{NH}_4\text{NO}_3$ ).

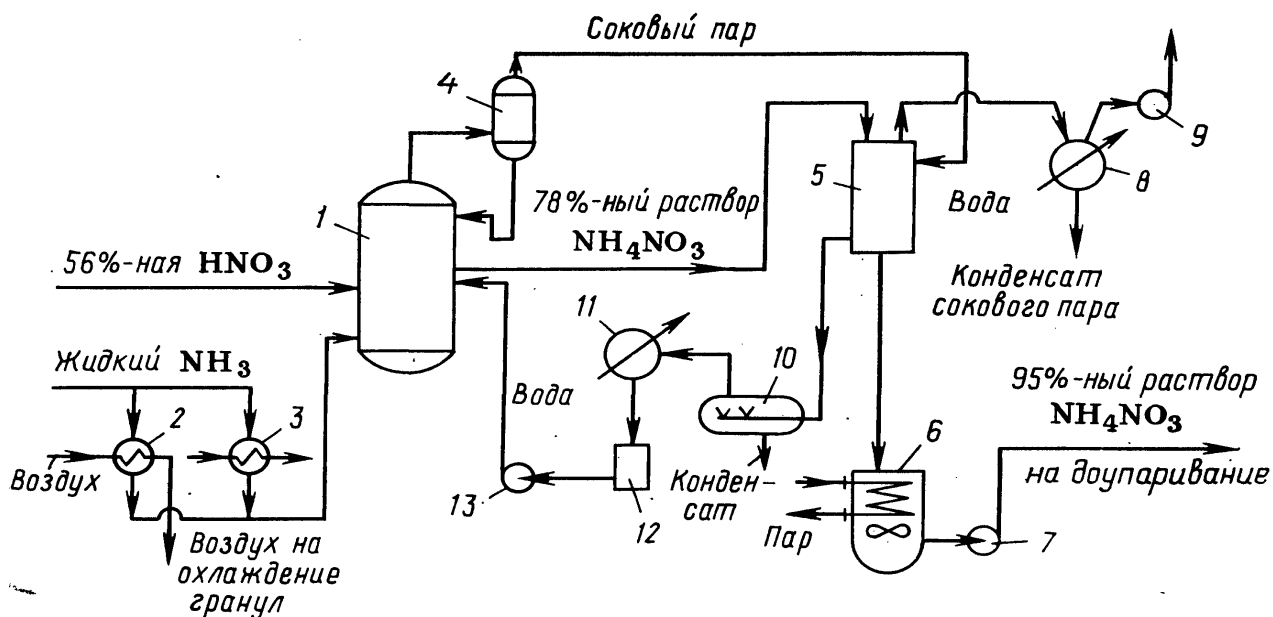
Однак подальше укрупнення одиничної потужності агрегатів для отримання аміачної селітри, а також необхідність пошуку шляхів корисного використання теплоти сокового пара, який в разі застосування 58-60% нітратної кислоти виходить у великій кількості і не може бути повністю використаний у виробництві аміачної селітри, роблять все більш актуальною розробку раціональної схеми нейтралізації нітратної кислоти аміаком під підвищеним тиском. Метою такої розробки повинні бути як вибір оптимального тиску процесу нейтралізації, так і схеми очищення сокового пара від домішок аміачної селітри, слідів аміаку і нітратної кислоти.

### 1.1 Схема нейтралізації нітратної кислоти під підвищеним тиском

У вітчизняній промисловості такі схеми отримання аміачної селітри тільки розробляються. Однак рядом зарубіжних фірм експлуатуються установки, в яких процес нейтралізації здійснюють під тиском 350- 600 кПа, в залежності від концентрації нітратної кислоти (49-57%). Найчастіше застосовують 56-57% кислоту і нейтралізацію ведуть під тиском 350 кПа.

На рисунку 1.2 зображена принципова схема нейтралізації 56% нітратної кислоти під тиском 350 кПа, що застосовується в ряді країн (Франція, Голландія, Англія).





1 - нейтралізатор; 2,3 - випарники аміаку; 4 - сепаратор; 5 - випарний апарат; 6,10,12 - збірники; 7 - насос; 8 - конденсатор; 9 - вакуум-насос; 11 - конденсатор вторинного пару; 13 - насос.

Рисунок 1.2 – Схема нейтралізації нітратної кислоти під тиском.

Нітратна кислота надходить в нейтралізатор 1 без попереднього підігріву. Рідкий аміак випаровується у випарнику 2 атмосферним повітрям (охолоджене повітря використовується для охолодження гранул аміачної селітри в апараті з псевдозрідженим шаром) або в випарнику 3 конденсатом сокового пара. У нейтралізаторі 1 при температурі близько 180 ° С утворюється розчин концентрацією приблизно 78%  $\text{NH}_4\text{NO}_3$ , який прямує в випарний апарат 5, обігрівається соковим паром з нейтралізатора 1. Соковий пар попередньо проходить сепаратор 4.

У випарному апараті підтримують вакуум (залишковий тиск близько 30 кПа, або 0,3 кгс/см<sup>2</sup>). Розчин упарюється до 95%, стікає в збірник 6, звідки його насосом 7 подають на апарати для доупарювання, встановлені у верхній частині грануляційної вежі. Соковий пар з випарного апарату 5 конденсується в водяному конденсаторі 8.

Особливістю схем нейтралізації нітратної кислоти під підвищеним тиском є підтримування в нейтралізаторі лужного середовища. Це дозволяє зменшити корозійний вплив середовища на матеріал нейтралізатора, а також збільшує безпеку процесу, проте призводить до значного підвищення вмісту аміаку в соковому парі.

Витрата аміаку на 1 т  $\text{NH}_4\text{NO}_3$  в такій установці досягає 220 кг, що значно вище, ніж на вітчизняних установках з нейтралізацією під атмосферним тиском в кислому середовищі.

Цей процес може бути вдосконалений. Наприклад, соковий пар, що виходить з нейтралізатора, може бути підданий промиванні в тарілчастому промивач кислим розчином аміачної селітри; відповідно будуть знижені втрати аміаку і забрудненість конденсату сокового пара.

У цьому процесі вигідно також вести попередній підігрів нітратної кислоти за рахунок тепла сокового пара з нейтралізатора. Такий прийом дозволяє використовувати нітратну кислоту більш низької концентрації з отриманням в кінцевому підсумку (після випарювання) розчину аміачної селітри тієї ж концентрації (95%).

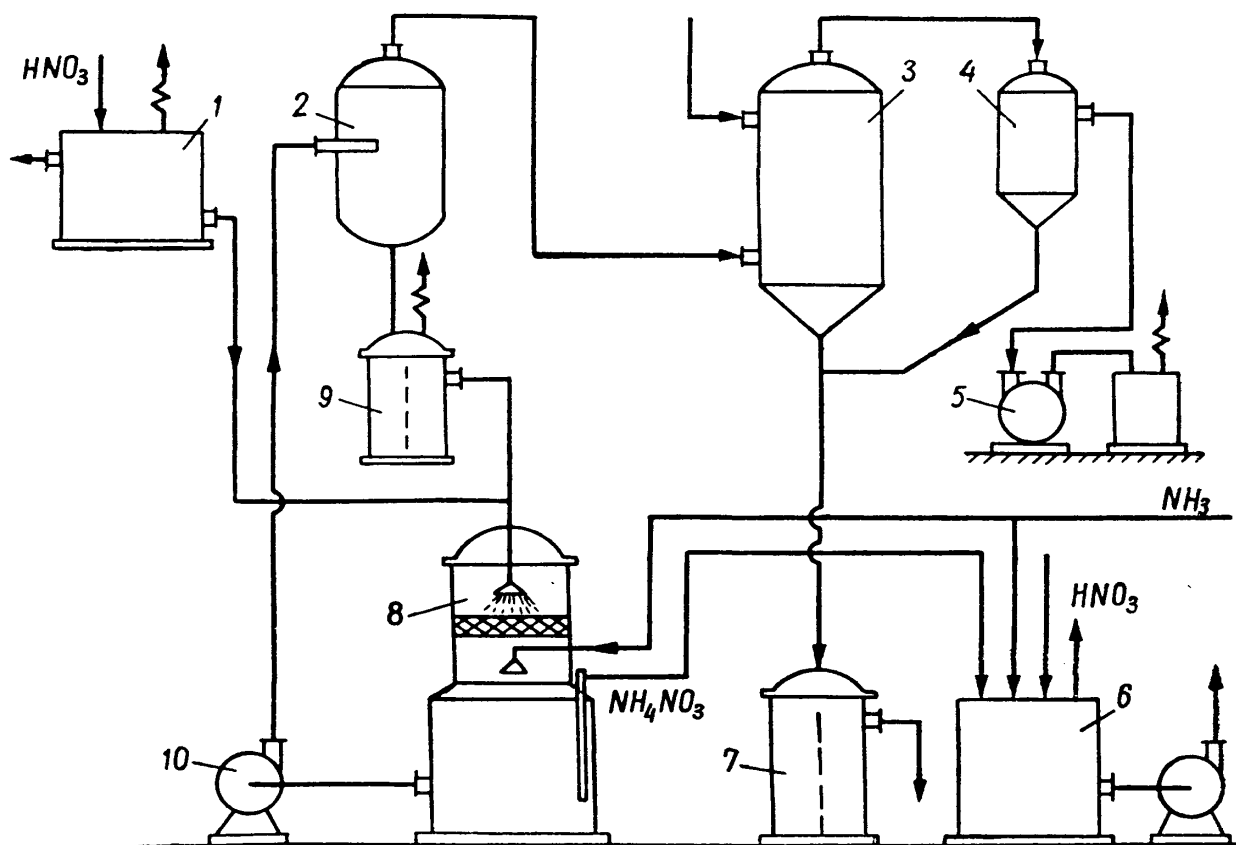
Вже згадана схема є схемою з подвійним використанням тепла нейтралізації в разі застосування нітратної кислоти концентрацією 55-57%, що, природно, дозволяє економити свіжий пар на стадії доупарювання розчинів.

Слід зазначити, що перші пропозиції щодо багаторазового використання тепла реакції нейтралізації при виробництві нітрату амонію були зроблені ще в 1934-1935 роках. Зокрема, було запропоновано нейтралізацію проводити без кипіння під тиском 0,4-0,5 МПа з подальшим дроселюванням розчинів і їх упарюванням під вакуумом, а тепло, що виділяється використовувати для підігріву розчинів, що утворилися і їх випарювання. Таке багаторазове використання тепла реакції нейтралізації в поєднанні з випарювання під підвищеним вакуумом дозволяє

розраховувати на здійснення самозабезпечення процесу по гріючій парі, можливо навіть з видачою деякої кількості пару тиском 0,5 МПа на сторону.

## 1.2 Принципова схема процесу нейтралізації під вакуумом

Нітратна кислота з напірного баку 1 надходить в скруббер-нейтралізатор 8. Сюди ж через гідравлічний затвор 9 надходить охолоджений в вакуум-випарнику 2 розчин аміачної селітри. Нітратна кислота і розчин аміачної селітри надходять у верхню частину нейтралізатора. У середню частину його надходить газоподібний аміак. Утворений в нейтралізаторі розчин аміачної селітри збирається в нижній частині апарату, звідки відцентровим насосом 10 подається в вакуум-випарник 2. У ньому при вакуумі, відповідному залишковому тиску 0,079 кПа, розділяється на пару і розчин аміачної селітри. Розчин, охолоджений за рахунок вакууму, повертається в нейтралізатор. Вторинний пар з вакуум-випарника 2 надходить в барометричний, або поверхневий, конденсатор 8. Розчин аміачної селітри, що надходить на упарювання через гідравлічний затвор з нижньої частини скрубера-нейтралізатора 8, безперервно відводиться в донейтралізатор 6. Принципова схема процесу нейтралізації під вакуумом наведена на рисунку 1.3.



- 1 - напірний бак нітратної кислоти; 2 - вакуум-випарник;  
 3 - барометричний конденсатор; 4 - вловлювач; 5 - вакуум-насос;  
 6 - донейтралізатор; 7, 9 - гідрозатвори; 8 - скруббер-нейтралізатор;  
 10 - відцентровий насос

Рисунок 1.3 - Принципова схема процесу нейтралізації під вакуумом.

### 1.3 Схема агрегату АС-72

Технологічна схема сучасного агрегату АС-72 зображена на рисунку 1.4.

У верхній частині апарату ВТН сокова пара з реакційної частини відмивається від бризок аміачної селітри, парів  $\text{HNO}_3$  і  $\text{NH}_3$  20% розчином аміачної селітри з промивного скрубера 18 і конденсатом сокової пари з підігрівача азотної кислоти 2, які подають на ковпачкові тарілки верхньої частини апарату. Частину сокової пари використовують на підігрів азотної кислоти в підігрівачі 2, а основну її масу направляють в промивний

скрубера 18, де змішують з повітрям з грануляційної вежі, пароповітряною сумішшю з випарного апарату 6 і промивають на промивних тарілках скрубера. Промиту пароповітряну суміш викидають в атмосферу вентилятором 19.

Розчин з апаратів ВТН 3 послідовно проходить донейтралізатор 4 і контрольний донейтралізатор 5. У донейтралізатор 4 дозують сірчану і фосфорну кислоти в кількості, що забезпечує утримання в готовому продукті 0,05 - 0,2% сульфату амонію і 0,3 - 0,5%  $P_2O_5$ .

Після нейтралізації надлишкової  $HNO_3$  в розчині аміачної селітри з апаратів ВТН і введення в донейтралізаторі 4 сірчаної та фосфорної кислот, розчин проходить контрольний донейтралізатор 5 (куди аміак автоматично подається тільки в разі проскакування кислоти з донейтралізатора 4) і надходить в випарний апарат 6. Верхня частина випарного апарату 6 забезпечена двома сітчастими промивними тарілками, на які подають паровий конденсат, відмивають ППС з випарного апарату від аміачної селітри. Розчин селітри з випарного апарату 6, пройшовши гідрозатвор-донейтралізатор 9 і фільтр 10, надходить в бак 11, звідки його занурювальним насосом 12 по трубопроводу з антидетонаційною насадкою подають в напірний бак 15, а потім до грануляторів віброакустичного 16 або монодисперсного 17. Безпека вузла перекачування плаву забезпечується системою автоматичної підтримки температури плаву до 190 °С при його упарюванні в випарному апараті, контролем та регулюванням середовища плаву після донейтралізатора 9 (в межах 0,1-0,5 г/л  $NH_3$ ), контролем температури плаву в баку 11, корпусі насоса 12 і напірному трубопроводі. При відхиленні регламентних параметрів процесу перекачування плаву автоматично припиняється, а плав в баках 11 і випарному апараті 6 при підвищенні температури розбавляють конденсатом.

Плав гранулюють в прямокутній металевій вежі 20. Висота польоту гранул 55 м забезпечує кристалізацію і охолодження гранул діаметром 2-3 мм до 90-120°C при зустрічному потоці повітря влітку до 500 тис. м<sup>3</sup>/год і взимку до 300-400 тис. м<sup>3</sup>/год. У нижній частині башти розташовані приймальні конуса, з яких гранули стрічковим конвеєром 21 направляють в апарат охолодження КШ 22.

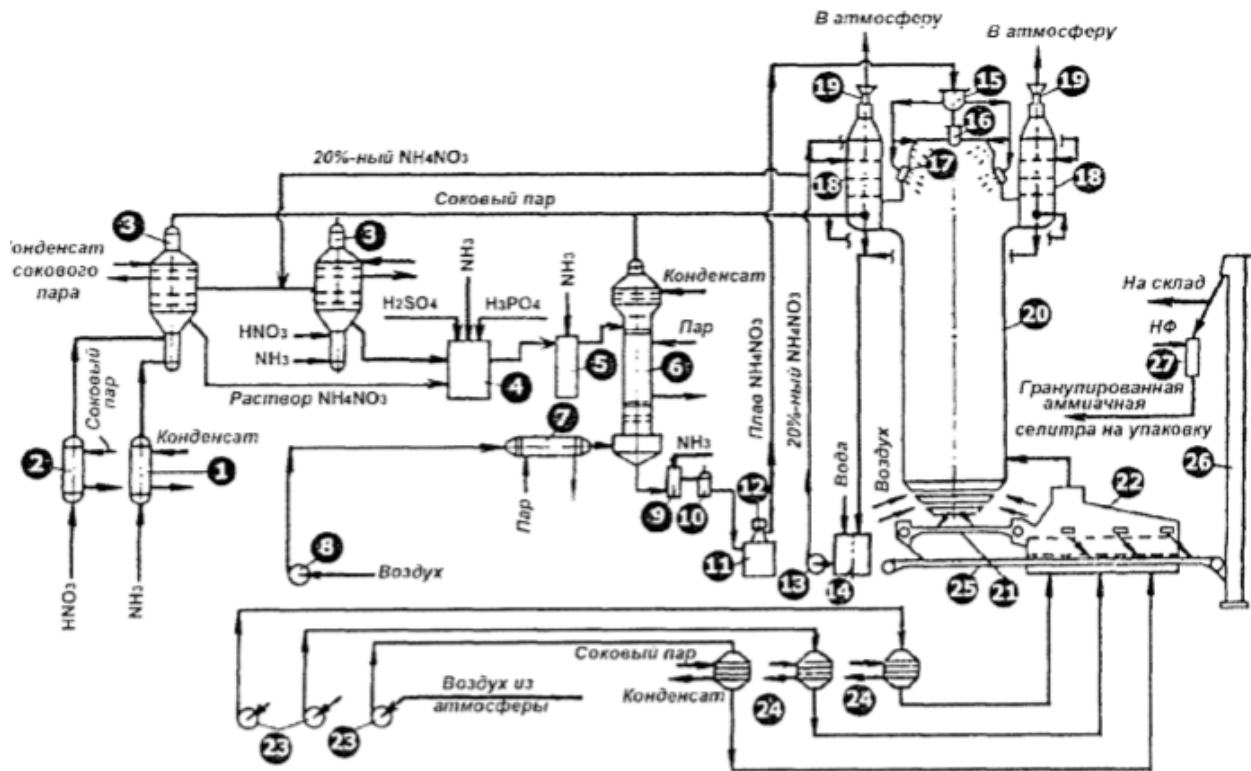
Апарат охолодження КШ розділений на три секції з автономної подачею повітря під кожну секцію решітки киплячого шару. У головній його частині є вбудований гуркіт, на якому відсіваються грудки селітри, що утворилися внаслідок порушення режиму роботи грануляторів. Грудки направляють на розчинення. Повітря, що подається в секції апарату охолодження вентиляторами 23, підігрівають в апараті 24 за рахунок тепла сокової пари з апаратів ВТН. Підігрів робиться при вологості атмосферного повітря вище 60%, та в зимовий час, щоб уникнути різкого охолодження гранул.

Гранули аміачної селітри послідовно проходять одну, дві або три секції апарату охолодження в залежності від навантаження агрегату і температури атмосферного повітря. Рекомендована температура охолодження гранульованого продукту в зимовий час - нижче 27 °С, влітку до 40 - 50 °С.

Кількість повітря, що подається в кожну секцію, 75-80 тис. м<sup>3</sup>/год. Відпрацьоване повітря із секцій апарату при температурі 45-60°C, що містить до 0,52 г/м<sup>3</sup> пилу аміачної селітри, направляють в грануляційну вежу, де він змішується з атмосферним повітрям і надходить на промивання в промивний скруббер 18.

Охолоджений продукт направляють на склад або на обробку ПАР (диспергатором НФ), а потім на відвантаження навалом або на упаковку в мішки. Обробку диспергатором НФ ведуть в полуму апараті 27 з центрально розташованої форсункою, обприскують кільцевої

вертикальний потік гранул, або в обертовому барабані. Якість обробки гранульованого продукту в усіх застосовуваних апаратах задовольняє вимогу ГОСТ 2-85



- 1,2 - підігрівачі відповідно газоподібного аміаку і азотної кислоти;  
 3 - апарат ВТН; 4, 5 - донентралізатори; 6 - комбінований випарний апарат;  
 7, 24 - підігрівачі повітря; 8 - нагнітач повітря; 9 - гідрозатвор-  
 донейтралізатор; 10 - фільтр плаву; 11 - бак для плаву аміачної селітри;  
 12 - погрузний насос; 13 - насос відцентровий; 14 - бак для розчину  
 аміачної селітри; 15 - бак напірний; 16, 17 - гранулятори відповідно  
 акустичний і монодисперсні; 18 - скруббер; 19, 23 - вентилятори;  
 20 - грануляційна башта; 21, 25 - стрічкові конвеєри; 22 - апарат для  
 охолодження аміачної селітри в киплячому шарі; 26 - елеватор; 27 - апарат  
 для обробки гранул ПАР

Рисунок 1.4 – Технологічна схема агрегату АС-72.

Оцінюючи наявні рішення по вузлу нейтралізації, а також перспективи його вдосконалення, необхідно враховувати загальну тенденцію вирішення завдання зниження викидів в навколишнє середовище. Підкреслимо, що сьогодні перспективні рішення вузла нейтралізації повинні оцінюватися в рівній мірі за показниками екології та енергозбереження.

Таблиця 1.1 - Показники технологічного режиму в великотоннажних агрегатах

Показники режиму за стадіями	АГРЕГАТ		
	АС-67	АС-72	АС-72М
1	2	3	4
<b>ПІДГРІВ ВИХІДНОЇ СИРОВИНИ</b>			
Температура, ° С: нітратної кислоти	70-80	80-90	80-90
газоподібного аміаку	70-100	120-160	120-160
<b>НЕЙТРАЛІЗАЦІЯ</b>			
Температура, °С	145-160	150-170	150-170
Тиск, кПа	105	105	105
Концентрація розчину $\text{NH}_4\text{NO}_3$ на виході, %	88-91	89-92	89-92
Вміст надлишкової $\text{HNO}_3$ , г/л	2-5	2-5	2-5
<b>ДОНЕЙТРАЛІЗАЦІЯ РОЗЧИНУ І ПОДАЧА ДОБАВОК</b>			
Вміст вільного аміаку, г / л	0,1-0,5	0,1-0,5	0,1-0,5
Концентрація добавок,%:			
$(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$	0,27-0,6	0,1-0,2	-
$(\text{NH}_4)_2\text{PO}_4$ (на $\text{P}_2\text{O}_5$ )		0,3-0,4	-
$\text{Mg}(\text{NO}_3)_2$ , $\text{Ca}(\text{NO}_3)_2$ (на $\text{CaO}$ )		-	0,18-0,45
Концентрація розчину $\text{NH}_4\text{NO}_3$ , %	88-91	89-92	88-91
<b>ВИПАРЮВАННЯ</b>			
Концентрація плаву $\text{NH}_4\text{NO}_3$ , %	99,7-99,8	99,7-99,8	9,7-99,8
Температура, °С: плаву	175-185	175-185	175-185
повітря	180-190	180-190	180-190
Витрата повітря, тис. $\text{м}^3/\text{год}$	15-25	15—25	15—25
Тиск пари, яка гріє МПа	1,3-1,6	1,3-1,6	1,3-1,6
<b>ПЕРЕКАЧУВАННЯ КОНЦЕНТРОВАНОГО ПЛАВУ</b>			
Температура, °С	175-185	175-185	175-185
Тиск, МПа	1,0	1,0	1.0
Надлишок аміаку, г/л	0,08-0,35	0,08-0,35	0,08-0,35
рН плаву, не менше	4,5	4,5	5,0



Продовження таблиці			
ГРАНУЛЮВАННЯ			
Температура, °С: плаву в грануляторах	175-185	175-185	175-185
повітря: на вході в башту	40-50	30-50	30-50
на виході з башти	60-80	50-90	50-90
ОХОЛОДЖЕННЯ ГРАНУЛ			
Температура гранул, °С: перед КШ	120-130	80-120	80-120
після КШ: зимою	20-25	20-25	20—25
влітку	40—50	40-50	40-50
Витрата повітря, тис. м <sup>3</sup> /год	500-700	160-240	160-240
ПРОМИВАННЯ СОКОВОЇ ПАРИ І ПОВІТРЯ В СКРУБЕРІ НА БАШТІ			
Концентрація промивного розчину NH <sub>4</sub> NO <sub>3</sub> , %	15-25	15-25	15-25
Надлишок NH <sub>4</sub> NO <sub>3</sub> , г/л	10-20	10-20	10-20
Вміст у вихлопній пароповітряній суміші г/м <sup>3</sup> : без фільтрації: NH <sub>4</sub> NO <sub>3</sub>	До 300	До 200	-
NH <sub>3</sub>	До 60	До 50	-
З фільтрацією (подвійний шар)*: NH <sub>4</sub> NO <sub>3</sub>	-	-	До 200
NH <sub>3</sub>	-	-	До 50

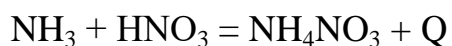
\* В результаті оснащення агрегатів АС-67 та АС-72 промивними скруберами після випарних апаратів, як в агрегаті АС-72М, і промивного скрубера на грануляційній вежі двошаровими волокнистими фільтрами викид в атмосферу NH<sub>4</sub>NO<sub>3</sub> і NH<sub>3</sub> буде аналогічний викиду в агрегаті АС-72М.

## 2 ФІЗИКО-ХІМІЧНІ ОСНОВИ ВИРОБНИЦТВА

Процес виробництва аміачної селітри умовно ділять на чотири стадії: нейтралізація нітратної кислоти аміаком, упарювання розчинів аміачної селітри, кристалізація розплаву, упаковка і складування готової продукції.

### 2.1 Фізико-хімічні основи процесу нейтралізації

Процес нейтралізації нітратної кислоти аміаком описується простою реакцією:



Ця реакція є практично незворотною і протікає з великою швидкістю без утворення побічних продуктів. У процесі нейтралізації виділяється велика кількість теплоти, яке визначається тепловим ефектом реакції, концентрацією вихідної нітратної кислоти і температурою реагентів.

Тепловий ефект реакції може бути розрахований по теплотах утворення речовин, що беруть участь в реакції, з простих речовин при температурі 18 °С і нормальному тиску:

для $\text{NH}_3$ (газ)	45795 Дж/моль (10940 кал/моль),
для $\text{HNO}_3$ (рід.)	177344 Дж/моль (42366 кал/моль),
для $\text{NH}_4\text{NO}_3$ (тв.)	368 075 Дж/моль (87930 кал/моль).

Відповідно до закону Гесса тепловий ефект реакції нейтралізації чистих речовин при стандартних умовах дорівнює

$$368075 - 177344 - 45795 = 144936 \text{ Дж/моль (34 624 кал/моль).}$$

Так як в реальному процесі в реакції бере участь не 100% -ва нітратна кислота, а її 47-60% розчини, то тепловий ефект реакції фактично нижче на величину теплоти розведення 100% нітратної кислоти (рис. 2.1) і розчинення твердої  $\text{NH}_4\text{NO}_3$ .

Так як кінцевою метою виробництва є отримання твердого нітрату амонію, то на стадії нейтралізації намагаються отримати максимально концентровані розчини  $\text{NH}_4\text{NO}_3$ , щоб в подальшому спростити і здешевити стадію випарювання розчину до стану майже безводного плаву. Оптимальні умови для проведення процесу нейтралізації вибирають в результаті аналізу спільного впливу на цей процес таких параметрів, як концентрація нітратної кислоти, температура і тиск в реакторі. Для отримання висококонцентрованих розчинів необхідно застосовувати нітратну кислоту високої концентрації, підігрівати реагенти. У сучасних установках виробництва аміачної селітри тепло реакції нейтралізації повністю використовують для випаровування води з розчину аміачної селітри.

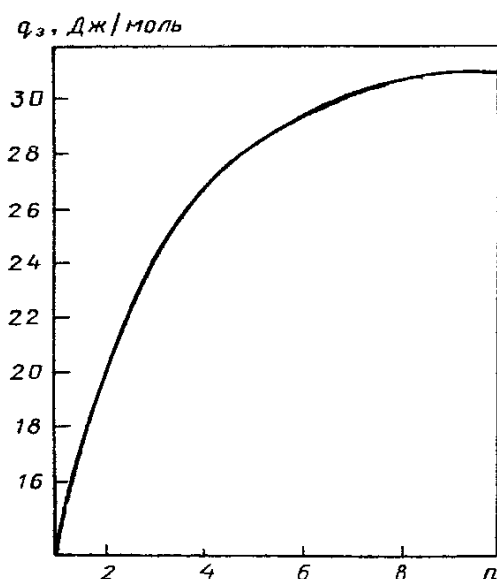


Рисунок 2.1 - Теплота, що витрачається на розведення 1 моль  $\text{HNO}_3$  з водних розчинів при  $18^\circ\text{C}$  ( $n$  - число моль води).

На рисунку 2.2 наведено графік залежності концентрації розчину аміачної селітри від концентрації нітратної кислоти, що надійшла в нейтралізатор, при використанні тепла реакції і початкової температури аміаку і нітратної кислоти  $20^\circ\text{C}$ .

При підігріванні нітратної кислоти і аміаку концентрація розчину, що виходить з нейтралізатора, збільшується. Практично можна прийняти, що при підвищенні температури нітратної кислоти і аміаку на 10 °С концентрація розчину, що виходить з нейтралізатора, збільшується на 1,5%.

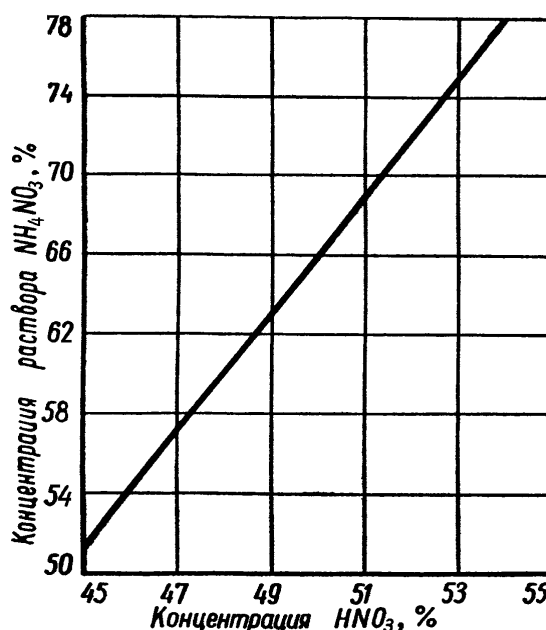


Рисунок 2.2 - Залежність концентрації розчину аміачної селітри від концентрації нітратної кислоти.

Можна застосувати нітратну кислоту такої високої концентрації і так підігріти вихідні компоненти, що в процесі нейтралізації буде отримано практично безводний плав: наприклад, при концентрації нітратної кислоти приблизно 63% і температурі її в межах 100-110 °С. Однак доцільність такого процесу обмежується високою температурою, яка розвивається в нейтралізаторі. З підвищенням температури нейтралізації збільшуються втрати нітрату через деяке розкладання нітратної кислоти і аміачної селітри. Крім того, при високих температурах внаслідок помітного збільшення тиску парів аміачної селітри створюються умови для її віднесення з соковим паром у вигляді важко уловимого аерозолію.

З підвищенням температури процесу нейтралізації ростуть вимоги до корозійної стійкості матеріалу, з якого виготовлений нейтралізатор. При температурі в зоні реакції до 140 °С цілком стійким матеріалом для нейтралізатора є сталь 08X18H10T; для діапазону температур 140-170 °С необхідно застосовувати більш дорогу низьковуглецеву хромонікелеву сталь 03X18H11, а при більш високих температурах – титан.

Найбільш широкого поширення набули установки, в яких процес нейтралізації здійснюють під тиском, близьким до атмосферного (надмірний тиск сокового пара 5-20 кПа). Перевагою нейтралізації під атмосферним тиском є простота схеми, можливість використання газоподібного аміаку, який з цеху синтезу аміаку видається під тиском, як правило, не вище 200-300 кПа, без його скраплення і повторного випаровування. Ці переваги особливо вагомі при використанні нітратної кислоти концентрацією не вище 50%, коли соковий пар при атмосферному тиску можна використовувати для додаткового упарювання під вакуумом розчинів, отриманих в нейтралізаторі, тобто коли вдається дворазово використовувати теплоту реакції нейтралізації і отримувати розчини  $\text{NH}_4\text{NO}_3$  концентрацією 82-85%. Використання більш концентрованої нітратною кислоти (58-60%  $\text{HNO}_3$ ) з попереднім підігрівом вихідної сировини дає можливість при атмосферному тиску отримати розчин високої концентрації (до 92-95%  $\text{NH}_4\text{NO}_3$ ).

Однак подальше укрупнення одиничної потужності агрегатів для отримання аміачної селітри, а також необхідність пошуку шляхів корисного використання теплоти сокового пару, який в разі застосування 58-60% -ї нітратної кислоти виходить у великій кількості і не може бути повністю використаний у виробництві аміачної селітри, роблять все більш актуальною розробку раціональної схеми нейтралізації нітратної кислоти аміаком під підвищеним тиском. Метою такої розробки повинні з'явитися як вибір оптимального тиску процесу нейтралізації, так і схеми очищення

сокового пара від домішок аміачної селітри, слідів аміаку і нітратної кислоти.

Відповідно до нормального технологічного режиму (скорочено НТР) параметри окремих показників встановлюються в певних межах, що забезпечують безпечну високопродуктивну роботу апаратів, вузлів, відділень.

Далі за текстом аналізується вплив головних показників на технологічний режим у відділенні нейтралізації.

Тиск аміаку в загальному колекторі. Чим вище тиск аміаку, тим більше його надійде в нейтралізатор в одиницю часу. Однак, якщо тиск перевищує певну величину, погіршується робота апаратів (випарників) в цеху синтезу аміаку. Тиск нітратної кислоти на вході в нейтралізатор практично постійний і дорівнює різниці відміток рівнів кислоти в напірному баку і розчину в нейтралізаторі, помноженої на густину нітратної кислоти.

Температура розчину аміачної селітри в нейтралізаторі залежить в основному від концентрації нітратної кислоти. Чим вище концентрація, тим вище температура кипіння розчину. При роботі нейтралізатора на нітратній кислоті концентрацією 47-50% температура розчину в нейтралізаторі не повинна перевищувати 125 °С, при меншій концентрації кислоти температура розчину знижується.

Втрати аміаку і аміачної селітри з соковим паром також регламентовані.

Дотримання технологічного режиму. Від правильного ведення технологічного процесу в відділенні нейтралізації істотно залежить робота інших відділень цеху.

Щоб уникнути порушень технологічного режиму необхідно систематично перевіряти наявність переливу нітратної кислоти з напірного бака (особливо при пуску нейтралізатора, збільшенні навантаження,

підвищенні вмісту аміаку в розчині при роботі нейтралізатора в лужному режимі або зниженні кислотності розчину при роботі нейтралізатора в кислому режимі). Постійний тиск нітратної кислоти забезпечується постійним рівнем її в напірному баку.

Тиск аміаку є найбільш мінливим параметром. Для стабілізації тиску аміаку необхідно встановлювати регулятори тиску.

Для підтримки постійного тиску сокового пара необхідна узгодженість дій апаратників нейтралізації і випарювання. На зміну тиску сокового пара впливає навантаження нейтралізатора і випарних апаратів.

Необхідно дотримуватися такого режиму роботи нейтралізатора, щоб виключити закислення сокової пари, що приводить до збільшення корозії проводів сокової пари, особливо в зварних швах. Крім того, треба забезпечити безпечне ведення процесу, що виключає можливість отруєння, опіку, ураження струмом.

Перед подачею аміаку комунікації і апарати необхідно продути паром. Самі незначні нещільності в комунікаціях, фланцевих з'єднаннях, сальникових ущільненнях повинні бути негайно усунуті. При зупинці апаратів, комунікацій на ремонт останні треба відключати не тільки вентилями, а й заглушками. Апарати і комунікації перед здачею в ремонт продувають парою до повного звільнення від аміаку.

Втрати аміаку і аміачної селітри залежать від конструкції і продуктивності нейтралізатора, концентрації нітратної кислоти, вмісту інертних газів в аміаку, стабільності надходження в нейтралізатор аміаку і нітратної кислоти, середовища розчину і технологічного режиму.

Конструкція нейтралізатора повинна забезпечувати достатнє зіткнення речовин, що реагують (аміаку і нітратної кислоти), щоб реакція проходила в рідкій фазі, час її був мінімальним, а зона реакції - максимальної.

Концентрація нітратної кислоти. Зі збільшенням концентрації нітратної кислоти і навантаження на нейтралізатор зона реакції зменшується, а кількість і швидкість сокового пара, що надходить з нейтралізатора, збільшуються, втрати зв'язаного нітрату також збільшуються. Тому навантаження нейтралізатора треба збільшувати поступово до певної межі.

Вміст інертних газів в аміаку. До інертних відносяться всі гази, що містяться в аміаку, які в нейтралізаторі б не з'єднувалися з нітратною кислотою. В інертних газах міститься більше 50% водню.

Зі збільшенням вмісту інертних газів в аміаку збільшуються втрати аміаку з соковою парою (таблиця 2.1).

Таблиця 2.1 – Залежність втрат аміаку з конденсатом сокового пару від вмісту інертних газів в аміаку (за даними Дніпродзержинського хімічного комбінату)

Вміст інертних газів в аміаку, %	0,8	1,5	2,5	3,2	5,2
Вміст аміаку в конденсаті сокової пари, $кг/м^3$	2,0	3,1	3,8	4,2	5,6

На деяких заводах продувні гази з високим вмістом інертних газів додають до аміаку, що надходить для виробництва аміачної селітри, що недоцільно. Ці гази для виділення з них аміаку необхідно пропускати через скрубери, зрошувані водою, для отримання аміачної води по реакції.

Середовище розчину в нейтралізаторі. Втрати аміаку або нітратної кислоти з соковим паром однакові, а втрати зв'язаного нітрату різні. Аміак містить 82,4% нітрату, а нітратна кислота - 22,2%. При наявності аміаку в соковому парі втрати зв'язаного нітрату в 3,7 рази більше, ніж при вмісті рівної кількості нітратної кислоти.

З таблиці 2.1 видно, що при однакових умовах парціальний тиск парів аміаку над розчином аміачної селітри вище, ніж нітратної кислоти.



Приблизно в одних і тих же умовах вміст в соковому парі аміаку над лужним розчином аміачної селітри приблизно в 50 разів вище, ніж нітратної кислоти над кислим розчином аміачної селітри. Зі сказаного випливає, що режим нейтралізації з надлишком нітратної кислоти (кисле середовище,  $pH < 7$ ) в розчині економічно вигідний.

Для зменшення корозійних властивостей сокового пара лужне середовище необхідно підтримувати таке, щоб в 1 л конденсату сокового пара містилося 2-3 г аміаку і 3-4 г аміачної селітри. Відомі два способи регулювання середовища в нейтралізаторі.

За першим способом на основі даних аналізу конденсату сокового пара регулюють подачу аміаку і кислоти. За другим способом визначають середовище розчину, що виходить з нейтралізатора.

Кількість нітратної кислоти або аміаку в розчині повинно бути таким, щоб втрати з соковим паром були мінімальні. Кількість аміаку не повинна перевищувати 0,2 г/л, нітратної кислоти – 2 г/л.

Таблиця 2.2 – Парціальні тиски пари води, аміаку та пари нітратної кислоти над розчином аміачної селітри при різній температурі

Концентрація $NH_4NO_3$ , %	Температура, °C	Вміст в розчині, %		Парціальний тиск					
				мм рт. ст.			%		
		$NH_3$	$HNO_3$	$H_2O$	$NH_3$	$HNO_3$	$H_2O$	$NH_3$	$HNO_3$
90,9	130	0,47	-	328,2	418	-	44	56	-
92,4	138,5	-	0,5	346,4	-	1,4	99	-	1
65,9	80	0,79	-	158,9	137,1	-	54	46	-
77,4	128,9	-	1,0	755	-	1,8	99	-	1
79,2	90	0,78	-	182,5	172,5	-	51	49	-
79,0	104,1	-	1,0	315,1	-	1,1	99	-	1

Реакція нейтралізації протікає з виділенням тепла (екзотермічна реакція). Цього тепла достатньо для того, щоб частина води, що надійшла в нейтралізатор з нітратною кислотою, перетворилася на пару. Кількість утвореного пару залежить від концентрації нітратної кислоти і коливається в межах 300-400 кг на 1 т аміачної селітри. Соковий пар як пар низького

тиску тривалий час не використовувався. В даний час на заводах тепло сокового пара служить для підігріву нітратної кислоти і аміаку, кип'ятіння води і упарювання розчинів після нейтралізатора.

Коефіцієнт використання сокового пара залежить від його тиску та вмісту в ньому інертних газів. Чим вище тиск пара, тим ефективніше його використання. При цьому температура конденсації сокового пара підвищується, що сприяє збільшенню продуктивності випарного апарату. Чим більше інертних газів в соковому парі, тим більше залишається їх в випарному апараті після конденсації сокового пару. Частина парового простору заповнюється інертними (що не конденсуються) газами. Доступ сокового пара до трубок випарного апарату погіршується або зовсім припиняється, а гріюча поверхня випарного апарату зменшується.

Для відводу інертних газів з випарного апарату у верхній частині (іноді у верхній і нижній частинах) парового простору монтують продувні лінії, через які безперервно видаляються інертні гази.

Утворений в нейтралізаторах розчин аміачної селітри містить нітратної кислоти 2-3 г/л. При порушенні режиму роботи розчин може містити великий надлишок аміаку або нітратної кислоти (50-100 г/л). Вміст великої кількості аміаку призводить до втрат зв'язаного азоту. При упарюванні розчинів, що містять нітратну кислоту, до високої концентрації виникає небезпека розкладання аміачної селітри. Для запобігання цьому розчин, що надійшов в донейтралізатор, донейтралізують аміаком при надлишку нітратної кислоти і нітратною кислотою при надлишку аміаку в розчині. У розчині після нейтралізаторів повинно міститися аміаку 0,05-0,10 г/л або нітратної кислоти 0,5-1,0 г/л.

Розчин після нейтралізації надходить в перший донейтралізатор, нейтралізується до вмісту в ньому нітратної кислоти 0,5-1,0 г/л, упарюється на першій ступені до концентрації 75-85%. Потім він

надходить в другій донейтралізатор, де нейтралізується аміаком до вмісту його в розчині 0,05-0,10 г/л.

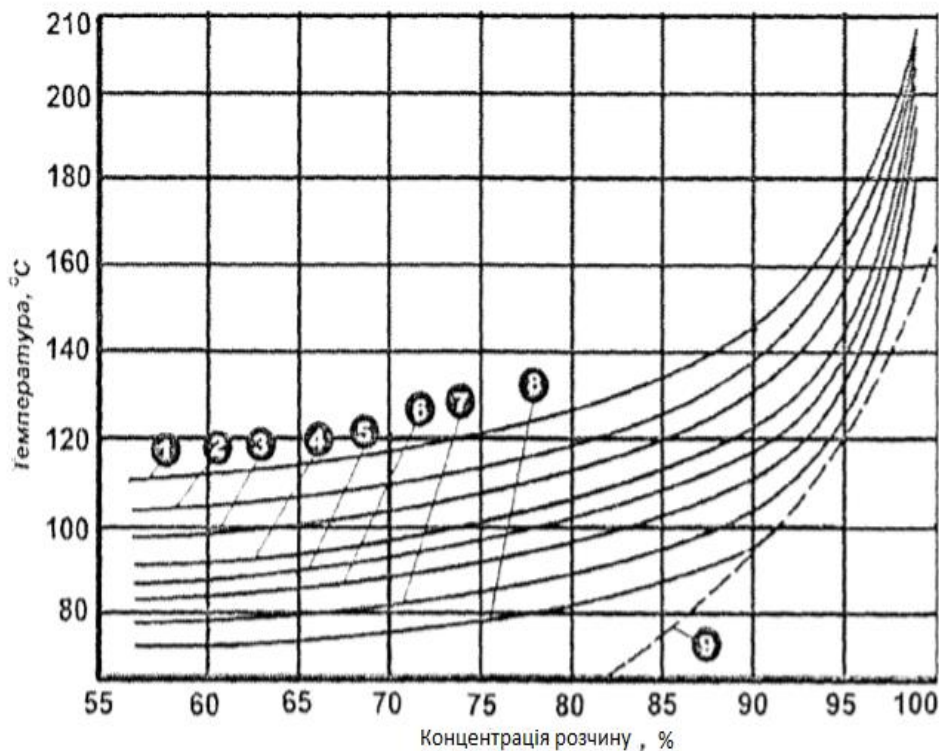
## 2.2 Фізико-хімічні основи процесу упарювання

Робота випарних апаратів залежить від концентрації розчинів аміачної селітри та вмісту домішок в них, тиску пари, що гріє і вмісту в парі інертних газів і т. д.

В залежності від концентрації розчинів  $\text{NH}_4\text{NO}_3$ , які утворюються а апаратах ВТН, можуть бути застосовані різні системи упарювання.

Температурний режим роботи випарних апаратів визначається температурою кипіння водних розчинів аміачної селітри при відповідному тиску.

На рисунку 1 зображена залежність температури кипіння водних розчинів аміачної селітри в залежності від концентрації при різних умовах по тиску.



1 – атмосферний тиск; 2 – при розрідженні 200 мм.рт.ст.; 3 – при 300 мм.рт.ст; 4 – при 400 мм.рт.ст.; 5 – при 450 мм.рт.ст.; 6 – при 500 мм.рт.ст.; 7 – при 550 мм.рт.ст.; 8 – при 600 мм.рт.ст.; 9 – крива кристалізації (насичені розчини)

Рисунок 2.3 – Залежність температури кипіння водних розчинів аміачної селітри від концентрації при різних умовах по тиску.

Розчини, що надходять на упарювання, повинні мати високу концентрацію і температуру. Концентрація розчинів в основному залежить від концентрацію нітратної кислоти. На багатьох заводах нітратна кислота і аміак підігріваються. Чим вище їх температура, тим вище концентрація розчинів, що утворюється в нейтралізаторі. Якщо нітратну кислоту концентрацією 48% і аміак подавати в нейтралізатор з температурою 20 °С, то концентрація розчину, що утворюється в нейтралізаторі, буде дорівнює 68%. Якщо кислоту і аміак підігріти до 50 °С, то концентрація розчину, що утвориться збільшиться до 72%.

Для поліпшення фізичних властивостей готової продукції в розчин аміачної селітри вводять різні неорганічні добавки, з ними вносяться частинки мулу, піску та деяку кількість сірчаноокислих солей кальцію і магнію. Роботу випарних апаратів в значній ступені погіршують сірчаноокислий кальцій і магній. Зі збільшенням концентрації розчинів аміачної селітри розчинність їх сильно знижується і вони, осідаючи на стінках кип'ятильних трубок, утворюють щільний шар, що призводить до різкого погіршення процесу упарювання.

Для випарювання розчинів аміачної селітри застосовують пар низького тиску (до 40 кПа) і пар високого тиску. Пар низького тиску отримують за рахунок тепла реакції в нейтралізаторах, а також від скипання конденсату пару високого тиску, коли його тиск знижується. Для перетворення води в пару потрібна велика кількість тепла. Насичена водяна пара, передаючи тепло упарює розчини, охолоджується, переходить з пароподібного стану в рідкий (конденсується) і виділяє таку ж кількість тепла, яке було витрачено на перетворення рідини в пар. Отже, процес упарювання протікає за рахунок тепла конденсації пари. У цьому легко переконатися, вимірявши температуру і тиск пари, що надходить в гріючу камеру випарного апарату, і конденсату, що виходить з нього.

Якщо тиск пари на вході дорівнює тиску конденсату, то температури пара і конденсату також будуть рівні, отже, упарювання розчинів відбуватиметься тільки за рахунок тепла конденсації пари.

Для упарювання розчинів, як правило, застосовують насичений пар, температура якого дорівнює температурі кипіння води при даному тиску. У насиченому парі певному тиску парі відповідає певна, завжди постійна, температура.

У перегрітому парі температура пари вище точки кипіння води при даному тиску. Перегріту пара переводять в насичену, додаючи в нього таку кількість конденсату, щоб його температура знизилася до температури

насиченої пари при даному тиску. Така технологічна операція необхідна для запобігання перегріву розчинів аміачної селітри в випарних апаратах і для кращого використання пари.

Основним в процесі упарювання розчинів аміачної селітри є випарний апарат. Зазвичай застосовують випарні апарати кожухотрубного типу. У них по трубках протікає розчин, а в міжтрубному просторі - насичений пар. Проходячи по трубках, рідина нагрівається до температури на 10-15 °С нижче температури пари, що гріє і закипає. Новоутворена парорідинна суміш надходить в сепаратор, де розділяється на рідку (розчин аміачної селітри) і пароподібну фази.

У виробництві аміачної селітри широко застосовуються плівкові випарні апарати з високим коефіцієнтом теплопередачі. У таких апаратах розчин аміачної селітри надходить знизу. Кип'ятильні трубки приблизно на 1/4 висоти заповнені рідиною. Інша частина їх заповнена парорідинною сумішшю.

### 2.3 Фізико-хімічні основи процесу грануляції

Розплавом (плавом) називають розчин аміачної селітри, що надходить на кристалізацію після останньої стадії упарювання. У розплаві в залежності від способу кристалізації міститься від 94 до 98,5% аміачної селітри, 6-1,5% вологи, 0-2% неорганічних добавок, що знижують злежуваність готової продукції; близько 0,1% твердих домішок, що не розчинні у воді.

Кристалізація являє собою процес затвердіння аміачної селітри, що знаходиться в розплавленому стані, при зниженні температури розплаву. Швидке затвердіння розплаву пояснюється тим, що розчинність аміачної селітри у воді зі зниженням температури значно зменшується, дані наведені у таблиці 2.3.

Таблиця 2.3 – Залежність розчинності аміачної селітри від температури

Температура, °C	30	40	50	60	70	80	90	100	120	146	169,6
Вміст $\text{NH}_4\text{NO}_3$ в розчині, мас. %	69,9	73,9	77,5	80,6	83,3	86	88,6	91,1	95	98	100

Аміачна селітра також добре розчиняється в аміачній воді, на цій властивості заснований технологічний процес отримання рідких азотних добрив - аміакатів.

У процесі охолодження і кристалізації аміачна селітра кілька разів переходить з однієї кристалічної форми в іншу, кожне таке перетворення супроводжується виділенням тепла (таблиця 2.4).

Таблиця 2.4 Кількість тепла, що виділяється при охолодженні гранул аміачної селітри

Температурний інтервал охолодження, °C	Кількість тепла, що виділяється, ккал/кг
196,6-125,2	16,75
125,2- 84,2	12,25
84,2- 32,3	4,1
32,3-(-16,9)	5,0
Нижче (-16,9)	1,6

Якби було можливо використовувати фізичне тепло розплаву, а також тепло, що виділяється при кристалізації, то готову продукцію, що містить понад 95% аміачної селітри, можна було б висушити до вмісту води 0,1-0,2%. Однак для цього процесу потрібен тривалий проміжок часу. А в нинішніх технологічних процесах час перетворення розплаву в тверду сіль обчислюється секундами.

Концентрація розплаву аміачної селітри в процесі кристалізації залежить від умов застосування готової продукції. Розплав з

концентрацією аміачної селітри 94-97% без добавок для зниження злежуваності готової продукції використовують для отримання дрібнокристалічної аміачної селітри, яка застосовується для технічних цілей. Розплав з концентрацією 98,2-98,5% з введенням добавок, що знижують злежуваність готової продукції, використовують для отримання гранульованої аміачної селітри, яка застосовується в сільському господарстві. Розплав аміачної селітри з вмістом аміачної селітри 95% з добавками жирних кислот і парафіну в кількості 0,3-0,5%, а також сірчанокиислого заліза - 0,5-0,7% застосовують в процесі отримання водостійкої аміачної селітри для проведення вибухових робіт під водою.

У всіх рівних умовах найменша злежуваність аміачної селітри буде досягнута при мінімальній кількості точок дотику частинок готової продукції між собою. З усіх геометричних форм кулі мають найменшу кількість точок дотику між собою. Аміачну селітру у вигляді гранул (куль) отримують в грануляційних баштах.

Для поліпшення фізичних властивостей гранул розроблений і впроваджений у виробництво процес охолодження і деякого підсушування гранул аміачної селітри в псевдозрідженому (киплячому) шарі. Цей процес називається так тому, що гранули знаходяться в потоці повітря в підвішеному стані і пересуваються від місця завантаження до місця вивантаження подібно рідини. Повітря, що пройшло шар гранул, на поверхні шару викликає збурення, схоже на кипіння води.



### 3 ВЛАСТИВОСТІ АМІАЧНОЇ СЕЛІТРИ

Готовий продукт має відповідати наступним показникам.

Аміачна селітра (нітрат амонію  $\text{NH}_4\text{NO}_3$ , молярна маса 80,043) — безбарвна кристалічна речовина, що містить 60% кисню, 5% водню и 35% азоту (по 17,5% в аміачній та нітратній формах). Технічний продукт містить не менше 34,0% азоту.

Основні фізико-хімічні властивості аміачної селітри (нітрату амонію):

Щільність, т/м<sup>3</sup>:

Істинна 1,690-1,725

насіпна при вологості гранульованого продукту 1% та 20 °С:

при щільній упаковці 1,164

при нещільній упаковці 0,826

Температура плавлення, °С 169,6

Теплота плавлення, кДж/кг 73,21

Теплота утворення (кристалічної, модифікація IV)

при 25 °С та 0,101 МПа, кДж/моль 365,6.

Таблиця 3.1 – Кристалічні модифікації нітрату амонію

Модифікації, вид симетрії	Інтервал температур, °С	Параметри кристалічної решітки, нм			Об'єм елементарної комірки, нм <sup>3</sup>
		a	b	c	
I, кубічна	169,6 - 125,8	0,440	0,440	0,440	0,085
II, тетрагональна	125,8 - 84,2	0,575	0,575	0,495	0,164
III, ромбічна	84,2 - 32,2	0,706	0,766	0,580	0,314
IV, ромбічна	32,2 - (-16,9)	0,575	0,545	0,496	0,155
V, тетрагональна	(-16,9) - (-50)	0,803	0,803	0,983	0,634

У технологічному процесі, починаючи з надходження плаву на кристалізацію, затвердіння і охолодження до температури -17 °С, аміачна

селітра п'ять разів переходить з однієї кристалічної форми в іншу. У процесі кожного перетворення виділяється певна кількість тепла, змінюється структура і щільність кристалів (таблиця 3.2).

Таблиця 3.2 – Параметри модифікаційних перетворень нітрату амонію

Перетво- рення	Темпера- тура, °С	Теплота перетворення		Зміна питомого об'єму, м <sup>3</sup> /т (см <sup>3</sup> /г)
		кДж/кг	ккал/кг	
Плав ⇔ I	169,6	73,21	17,50	0,0542
I ⇔ II	125,8	55,41	13,26	0,0138
II ⇔ III	84,2	16,87	4,03	0,0080
III ⇔ IV	32,2	21,24	5,08	0,0215
IV ⇔ V	-16,9	5,92	1,41	0,0170
II ⇔ IV	50,5	23,26	5,56	0,0135

У виробничих умовах доцільно отримувати аміачну селітру з температурою нижче 32 °С. У цих умовах гранули аміачної селітри не злежується і легко розсіюються по полю. З підвищенням температури зовнішнього середовища обсяг гранул збільшується. Тому при зберіганні в мішках на відкритих майданчиках в літній період під дією променів сонця внаслідок збільшення обсягу селітри мішки можуть розірватися.

Значення стрибка питомого обсягу при температурних перетвореннях IV ⇔ III дорівнює 0,0215 см<sup>3</sup>/г як для чистої аміачної селітри, так і в присутності вивчених добавок.

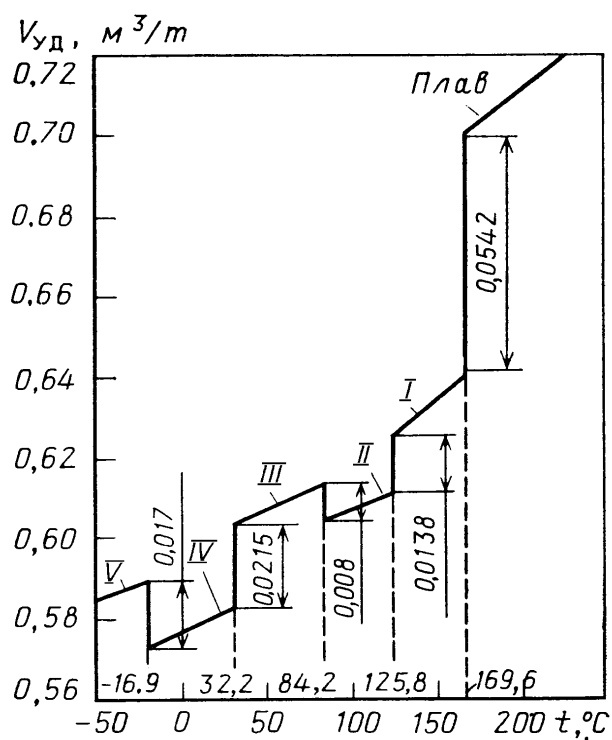


Рисунок 3.1 – Залежність питомого об’єму нітрату амонію від температури.

З підвищенням концентрації аміачної селітри в розчині температура його кипіння і щільність збільшуються (таблиця 3.3).

Таблиця 3.3 – Залежність температури кипіння розчину при атмосферному тиску і щільності від концентрації аміачної селітри

Концентрація розчину, %	Температура кипіння розчину, °C	Густина, т/м³	Концентрація розчину, %	Температура кипіння розчину, °C	Густина, т/м³
51,9	110	1,177	87,0	140	1,358
63,1	115	1,234	90,75	150	1,375
71,3	120	1,276	95,9	180	1,398
81,4	130	1,328	98,9	220	1,403

Температура плавлення чистої 100% аміачної селітри при атмосферному тиску дорівнює 169,6 °С. Незначні домішки води знижують її. Теплоємність також залежить від концентрації розчину аміачної селітри (рисунок 3.2)

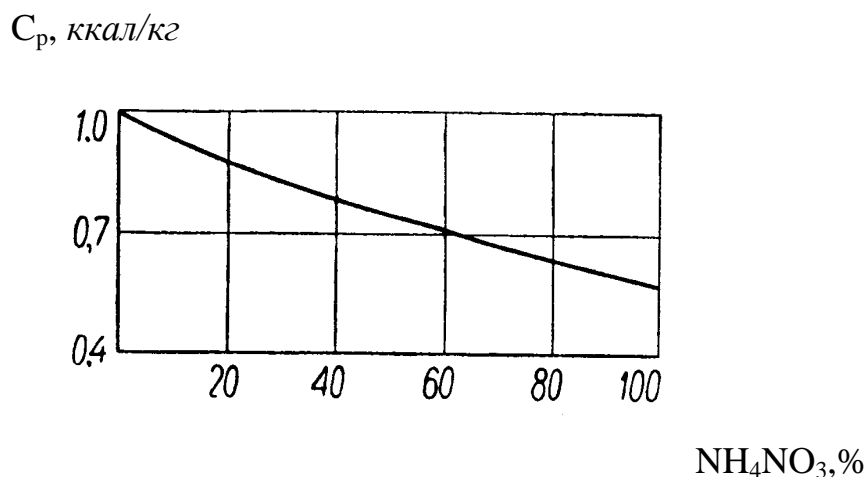


Рисунок 3.2 – Графік залежності питомої теплоємності розчину аміачної селітри від вмісту  $\text{NH}_4\text{NO}_3$  в розчині.

Аміачна селітра має ряд негативних властивостей: гігроскопічність, злежуваність, здатність до розкладання.

**Гігроскопічність.** Якщо сухі гранули аміачної селітри стикаються з вологим повітрям, вони швидко звожуються і втрачають твердість. Процес поглинання речовиною води з повітря називається гігроскопічністю. Аміачна селітра є гігроскопічним продуктом.

Чим більше пари води міститься в повітрі, тим швидше і в більшій мірі воложаться гранули аміачної селітри. Вміст водяної пари в повітрі (відносна вологість) визначається у відсотках від кількості води, необхідної для його повного насичення. Найбільше значення відносної вологості - 100%.

Якщо повітря, відносна вологість якого дорівнює 100%, почати підігрівати, то відносна вологість почне зменшуватися, якщо охолоджувати його, то почнеться конденсація парів води.

Від величин відносної вологості повітря і насиченого розчину аміачної селітри над гранулами залежить процес зволоження або підсихання гранул аміачної селітри. Якщо величина відносної вологості повітря вище відносної вологості насиченого розчину, то аміачна селітра буде поглинати вологу з повітря. Якщо ж відносна вологість повітря менше, ніж відносна вологість над насиченим розчином гранул, то аміачна селітра буде підсихати. Оскільки відносна вологість залежить від температури, то процеси зволоження і підсихання аміачної селітри чергуються.

Якщо відносна вологість над насиченим розчином аміачної селітри дорівнює відносній вологості парів води в повітрі, то настає рівноважний стан: аміачна селітра не поглинає і не віддає вологу навколишнього її повітря.

При температурі 30 °C відносна вологість повітря над насиченим розчином аміачної селітри дорівнює 59%, і гранули аміачної селітри не поглинають і не віддають вологи навколишнього її повітря. Якщо ж відносна вологість повітря при температурі 30 °C вище 59%, то аміачна селітра поглинає вологу з повітря і зволожується. При відносній вологості повітря нижче 59% аміачна селітра віддає вологу навколишньому повітря і підсихає. Висока гігроскопічність аміачної селітри збільшує її злежуваність.

Злежуваність. Аміачна селітра має здатність злежуватися, тобто втрачати крихкість і перетворюватися в суцільну масу, на дроблення якої необхідно витратити більшу кількість праці.

Причини злежуваності наступні: порушення технології виробництва аміачної селітри, погана упаковка, неправильні транспортування і зберігання.

Аміачна селітра, що характеризується високою гігроскопічністю, при зберіганні на складах періодично то зволожується, то підсихає, що

призводить до утворення нових кристалів, що сприяють цементації гранул. У процесі поглинання води з повітря утворюється насичений розчин аміачної селітри в місцях зіткнення гранул. При подальшому її підсиханні з цього розчину випадають кристали аміачної селітри, які цементують гранули.

Для усунення цієї причини злежуваності було запропоновано кілька способів: обробка гранул аміачної селітри гідрофобними добавками (парафіном, смолою, каніфоллю), тобто речовинами, що перешкоджають поглинанню води, а отже, запобігають періодичне зволоження і підсихання гранул. Однак через небезпеку розкладання або займання аміачної селітри цей метод боротьби зі злежуваністю поширення не отримав.

Широко застосовується для боротьби зі злежуваністю спосіб добавок 0,5-1,5% азотнокислих солей кальцію і магнію в розчин аміачної селітри.

Азотнокислі кальцій  $\text{Ca}(\text{NO}_3)_2$  і магній  $\text{Mg}(\text{NO}_3)_2$ , що володіють більшою гігроскопічністю, ніж аміачна селітра, першими поглинають воду з повітря. Зворотний процес підсихання цих солей протікає з меншою швидкістю, ніж аміачної селітри, так як між гранулами їх утворюється шар насиченого розчину, що перешкоджає цементації гранул.

Для зменшення злежування застосовується також метод кристалізації розплаву аміачної селітри з добавками 0,5-1,5% продуктів азотнокислого розкладання фосфатів. Цей метод, як і метод кристалізації з добавками  $\text{Ca}(\text{NO}_3)_2$  і  $\text{Mg}(\text{NO}_3)_2$ , тільки частково і лише на певний період усуває злежуваність аміачної селітри.

Найкращим способом усунення злежуваності при періодичному зволоженні і підсиханні аміачної селітри є упаковка її в водо- і повітронепроникну тару (наприклад, в поліетиленові клапанні мішки), а також зберігання на складах при постійній температурі.

В даний час проводяться дослідні роботи по виробленню аміачної селітри з вологістю 0,4% і упаковці її в тару з температурою нижче 32 °С.

Вогне- і вибухонебезпечність. Аміачна селітра відноситься до вибухонебезпечних і вогненебезпечних речовин. Гранули аміачної селітри стійкі до тертя, ударів і поштовхів, проте при впливі детонатора або при нагріванні в замкнутому просторі аміачна селітра вибухає.

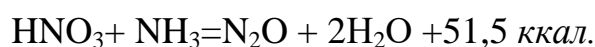
Вибухонебезпечність аміачної селітри зростає в присутності кислот (азотної, сірчаної, соляної та ін.), Органічних речовин (масел, тирси, стружки, деревного вугілля і ін.), Деяких металів (алюмінію, цинку, свинцю, міді, нікелю, кадмію та ін.), особливо, якщо вони знаходяться в порошкоподібному стані. Найбільш небезпечними металевими домішками до аміачну селітру є кадмій і мідь. Аміачна селітра, що містить більше 3% вологи, не вибухонебезпечна.

При отриманні, упаковці і зберіганні аміачної селітри необхідно стежити за тим, щоб в неї не потрапляли домішки (масло, папір, тирса, стружки та ін.).

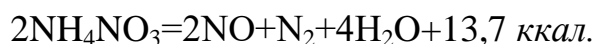
При температурі 100 °С аміачна селітра починає розкладатися:



Азотна кислота і аміак в певних умовах можуть з'єднуватися між собою, реакція супроводжується виділенням тепла:

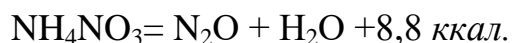


Тепло, що виділяється, розігріває аміачну селітру, і, якщо вона знаходиться в стані злежування і до того ж в замкнутому просторі, може статися вибух:



Ця реакція починається при температурі 230 °С і з підвищенням температури розвивається дуже швидко.

Аміачну селітру можна нагрівати до високої температури: навіть при обережному нагріванні до температур, що перевищують 180 °С, відбувається її розкладання:



Додавання в аміачну селітру деяких неорганічних сполук (стабілізаторів) запобігає мимовільному розкладанню.

Стабілізаторами є сечовина  $\text{CO}(\text{NH})_2$  (1% від ваги аміачної селітри), карбонат кальцію  $\text{CaCO}_3$  або карбонат магнію  $\text{MgCO}_3$  (5% від ваги аміачної селітри) та ін. У таблиці 3.4 наведено ДСТУ 7370:2013 на аміачну селітру.

Таблицею 3.4 передбачається випуск аміачної селітри двох марок:

А - Для виробництва; Б - Для сільського господарства.

Аміачна селітра відноситься до помірно небезпечних речовин. Гранично допустима концентрація аміачної селітри в повітрі робочої зони виробничих приміщень - 5 мг/м<sup>3</sup>.

За ступенем впливу на організм по ГОСТ 12.1.007 аміачна селітра відноситься до 3-го класу небезпеки.

Аміачна селітра є окиснювачем і пожежонебезпечна. При температурі 210°C і взаємодії із сіркою, сірчаним колчеданом, кислотами, суперфосфатом, хлорним вапном, порошковими металами (особливо з цинком) розкладається з виділенням токсичних оксидів азоту і кисню. Вирізняється кисень може викликати загоряння горючих матеріалів (мішків) і, як наслідок, пожежа. У разі забруднення аміачної селітри органічними матеріалами або при сильній пожежі розкладання аміачної селітри може перейти у вибух.



Таблиця 3.4 – ДСТУ 7370:2013 Селітра аміачна. Технічні умови

Найменування показника	Норма для марки			
	А	Б		
		Вищий сорт	Перший сорт	Другий сорт
1	2	3	4	5
<b>1.</b> Сумарна масова частка нітратного і амонійного азоту в перерахунку: на $\text{NH}_4\text{NO}_3$ в сухій речовині, %, не менше	98	Не нормовано		
на азот в сухій речовині, %, не менше	Не нормовано	34,4	34,4	34,0
<b>2.</b> Масова частка води, %, не більше: 3 сульфатної і сульфатно-фосфатними домішками	0,2	0,2	0,2	0,3
З добавками нітратів кальцію і магнію	0,3	0,3	0,3	0,3
<b>3.</b> рН 10%-вого водного розчину, не менше	5,0	5,0	5,0	5,0
З сульфатно-фосфатної добавкою	4,0	4,0	4,0	4,0
<b>4.</b> Масова частка речовин нерозчинних в 10%-ому розчині азотної кислоти, %, не більше	0,2	Не нормовано		
<b>5.</b> Гранулометричний склад: Масова частка гранул розміром від 1 до 3 мм, % не менше	93	Не нормовано		
Масова частка гранул розміром від 1 до 4 мм, %, не менше	Не нормовано	95	95	95
В тому числі: Гранул розміром від 2 до 4 мм, %, не менше	Не нормовано	80	50	Не нормовано
Масова частка гранул розміром менше 1 мм, %, не більше	4	3	3	4
Масова частка гранул розміром більше 6 мм, %	0,0	0,0	0,0	0,0
<b>6.</b> Статистична міцність гранул, Н/гранулу (кг/гранулу), не менше:	5(0,5)	-	7(0,7)	5(0,5)
З сульфатної і сульфатно-фосфатними домішками	-	10(1,0)	-	-
З добавками нітратів кальцію і магнію	-	8(0,8)	-	-
<b>7.</b> Розсипчастість, %, не менше	100	100	100	100

## 4 АПАРАТУРНЕ ОФОРМЛЕННЯ СХЕМИ АС-72

### 4.1 Апарат ВТН

Апарат ВТН призначений для отримання розчину аміачної селітри шляхом нейтралізації 58-60% азотної кислоти газоподібним аміаком з використанням теплоти реакції для часткового випаровування води з розчину. Вертикальний циліндричний апарат складається з двох частин - реакційної і сепараційної, виконаний з нержавіючої сталі марок 03Х18Н11, 12Х18Н10Т і титану.

Реакційна частина забезпечує час перебування реагентів в реакційній зоні 0,5-1 с. У нижній частині реакційна склянка (рос. стакан) має отвори загальною площею  $1,5\text{ м}^2$ . Вище отворів розміщений кільцевий барботер газоподібного аміаку, який має 6650 отворів діаметром 3 мм. Швидкість аміаку в отворах барботеру 30-50 м/с. В апаратах ВТН вище барботера азотної кислоти (відстань між барботерами 600 мм) з рівномірно розташованими отворами в нижній частині кільця. Діаметр отворів 1.5 мм, загальна їх кількість 2150, що забезпечує швидкість витікання кислоти з отворів 2-3 м/с; барботери газоподібного аміаку і азотної кислоти виконані з титану. У нових апаратах ВТН змінені конструкція і розташування барботерів: аміачний барботер виконаний у вигляді шести ліхтарів, верхня конічна частина яких перфорована. Така конструкція дозволяє вільно замінювати барботери; крім того, поліпшується розподіл аміаку, зменшується забрудненість сокової пари домішками аміачної селітри і кислоти.

На рисунку 4.1 зображений апарат ВТН з новими розподільниками аміаку і кислоти. Верхня частина реакційної склянки закінчується дифузором 4, що забезпечує поступове наростання швидкості на виході із стакану, тим самим запобігаючи виникненню гідроударів великих мас

парорідинної суміші. Виведення парорідинної суміші виконується через завихрювач 5 з висотою щілини 70 мм, занурений на 200 мм в розчин.

Верхня частина апарату являє собою промивач з ковпачковими тарілками (ОСТ 26-01-309-71), що мають 180 ковпачків діаметром 150 мм з вільним перетином 1,37 м. Діаметр апарату 3600 мм забезпечує швидкість пару не вище 0,7 м/с при максимально допустимих навантаженнях на апарат.

Конструкція промивної частини передбачає створення двох контурів зрошування: верхні дві тарілки зрошуються конденсатом сокової пари від  $\text{NH}_4\text{NO}_3$  і  $\text{HNO}_3$ ; на нижніх двох тарілках, на які подають кислий 20-25% розчин аміачної селітри, уловлюється газоподібний аміак з реакційної частини, а також відбувається деяке упарювання розчину перед його зливом в реакційну частину апарату. У перших апаратах ВТН були встановлені сітчасті тарілки, потім вони були замінені ковпачковими, що забезпечують кращу очищення сокового пара в великому діапазоні навантажень.

На виході з сепараційної частини сокова пара проходить через сітчастий відбійник діаметром 2000 мм з вільним перетином 97%. Як правило, у вихідному розчині підтримують невеликий надлишок азотної кислоти (до 2-3 г/л), оскільки стабільно зберігати стехіометричне співвідношення  $\text{HNO}_3$  і  $\text{NH}_3$  на вході в ВТН практично неможливо. Стабільність надлишку азотної кислоти автоматично підтримують за допомогою рН-метра, доданого в схему автоматичного дозування азотної кислоти.

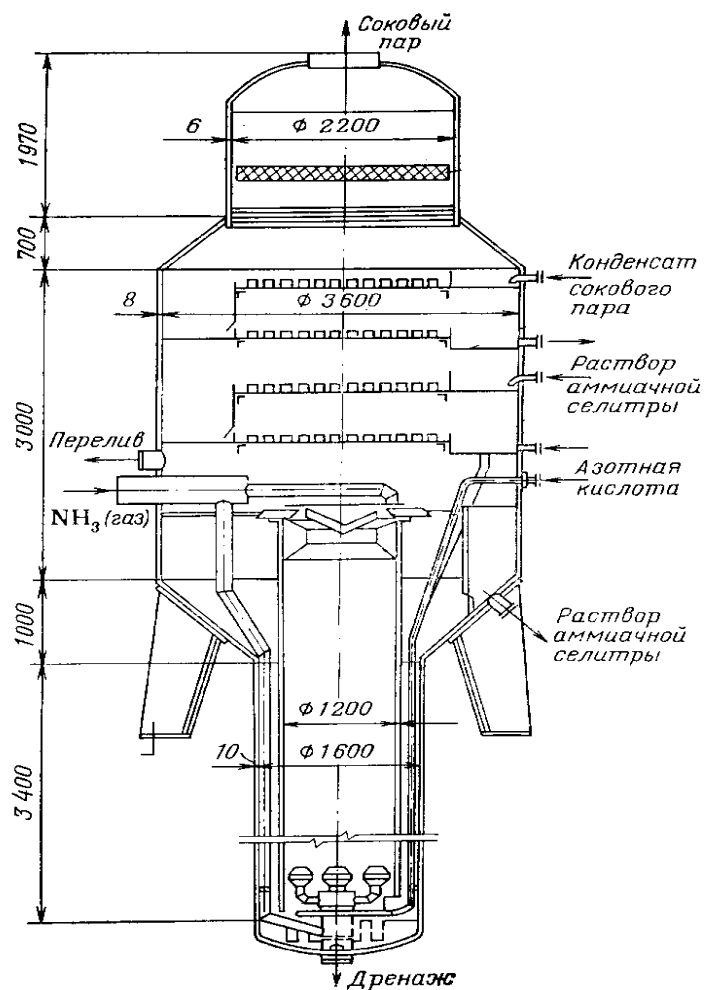


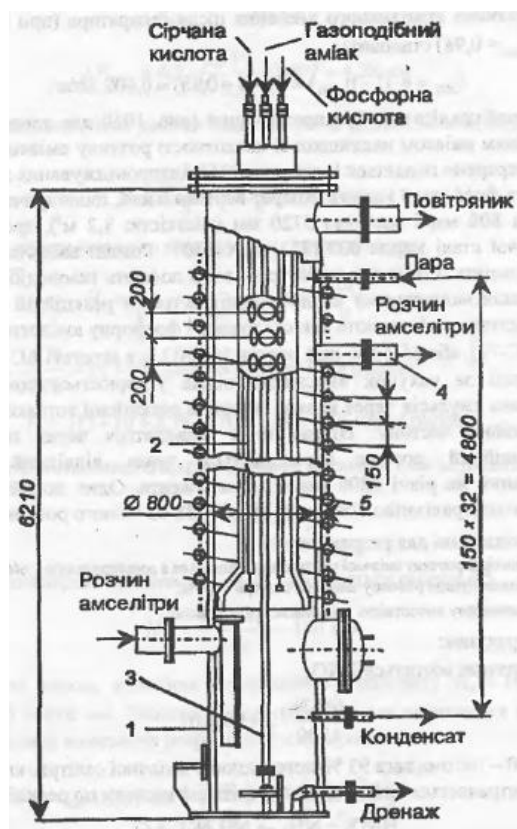
Рисунок 4.1 – Апарат ВТН з новими розподілювачами аміаку та кислоти.

#### 4.2 Донеїтралізатор

Донеїтралізатор служить для нейтралізації газоподібним аміаком надлишкової кислотності розчину аміачної селітри, безперервно надходить з апарату ВТН, і вводяться в якості добавки суміші сірчаної і фосфорної кислот.

Апарат вертикальний, циліндричної форми, виконаний з нержавіючої сталі марок 03X18H11, 12X18H10T (0,12% карбону, 18% хрому, 10% нікелю, до 2% титану). Розчин вводять в нижню частину апарату по центральній трубі. Вниз подають газоподібний аміак; нейтралізація

відбувається в реакційній вставці, в нижню частину якої подають також сірчану і фосфорну кислоти.



1 – корпус; 2 – реакційна частина; 3 – барботер газоподібного аміаку;  
4 – зливна труба.

Рисунок 4.2 – Донейтралізатор.

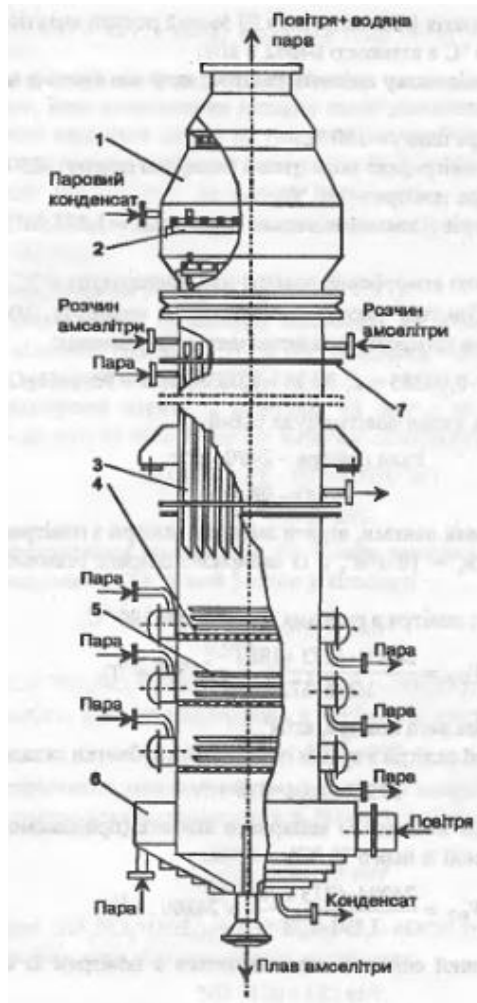
При нейтралізації за рахунок тепла, що виділяється, утворюється соковий пар. Парорідинна емульсія через верхні отвори із реакційної вставки виходить в сепараційну частину; соковий пар відводиться через видалення повітря; нейтралізований розчин переливається через вивідний штуцер.

### 4.3 Випарний апарат

Випарний апарат наведено на рисунку 4.3.

Упарювання розчину  $\text{NH}_4\text{NO}_3$ , що наступає до стану плаву концентрацією не менше 99,7% здійснюється під тиском, близьким до

атмосферного, за допомогою насиченої пари  $P(\text{надлишкове}) = 1,2-1,4 \text{ МПа}$  і протитечієм продування гарячим повітрям у випарному апараті.



1 – промивач; 2 – сітчаста тарілка; 3 – трубчатка; 4 – промивна тарілка; 5 – змійовик; 6 – кільцевий колектор повітря; 7 – труба дошка з відокремлювачем рідини.

Рисунок 3.3 – Випарний апарат.

Гріюча пара подається в міжтрубний простір кожухотрубною частиною апарату і в змійовики на сітчастих тарілках та забезпечує підведення тепла, необхідного для випаровування води з розчину. Гаряче повітря, що продувається через сітчасті тарілки і трубки апарату, дозволяє здійснити процес масообміну. Останній забезпечується шляхом відведення маси водяної пари з розчину аміачної селітри в потік сухого повітря, що проходить. Попередній підігрів повітря до температури процесу в апараті

дозволяє уникати істотне тепловідведення від плівки розчину, що випаровується, до повітря, що продувають. Пароповітряна суміш, яка містить домішки  $\text{NH}_4\text{NO}_3$  і  $\text{NH}_3$ , що виходить з випарного апарату надходить в промивач пароповітряної суміші. Тут на 3-х сітчастих тарілках відбувається промивання пароповітряної суміші закисленим розчином  $\text{NH}_4\text{NO}_3$ , що надходять із скрубера. Кислота, що міститься у зрошувальному розчині, взаємодіє з  $\text{NH}_3$  в пароповітряній суміші. На тарілці промивної частини подається паровий конденсат в кількості, необхідній для утворення на тарілках 60% розчину  $\text{NH}_4\text{NO}_3$  і охолодження пароповітряної суміші. Зрошувальний розчин знижує температуру пароповітряної суміші перед фільтруючими елементами, що повинна бути не вище 105-110 °С.

Після тарілок розчин  $\text{NH}_4\text{NO}_3$  направляється в бак. Остаточне очищення пароповітряної суміші відбувається на фільтруючих елементах, розташованих вище тарілок. Після промивання, пароповітряна суміш змішується з соковим паром з апарату ВТН і направляється в промивний скрубер. Розчин  $\text{NH}_4\text{NO}_3$ , що надходить у випарний апарат, рівномірно розподіляється на верхній трубній решітці по внутрішній поверхні трубок теплообмінної частини апарату. У нижню частину апарату нагнітачем подається повітря, нагріте до 175-190 °С в підігрівачі повітря. Повітря, проходячи вгору через нижні тарілки і по трубках випарного апарату, вступає в контакт з розчином, що упарюється. Розчин, стікаючи по трубках теплообмінних частини апарату, упарюється приблизно до 99-99,5%, після чого потрапляє в нижню частину апарату, де проходить послідовно через три провальні концентрацій тарілки (на тарілках є змійовики), при цьому упарюють до масової частки  $\text{H}_2\text{O}$  не більше 0,3%. Температура плаву, що виходить з випарного апарату, 175-186 °С. Розведений розчин з випарного апарату надходить в бак, звідки потім відкачується в сховище.

#### 4.4 Грануляційна башта

Процес гранулювання (кристалізації) аміачної селітри проводять в спеціальних апаратах – грануляторах, тип яких визначається обраним процесом. Аміачна селітра належить до числа добрив, що добре кристалізуються, тому її плав вже при невеликому охолодженні швидко затвердіває.

В даний час існує три основні технологічні методи грануляції твердих речовин з розплавів:

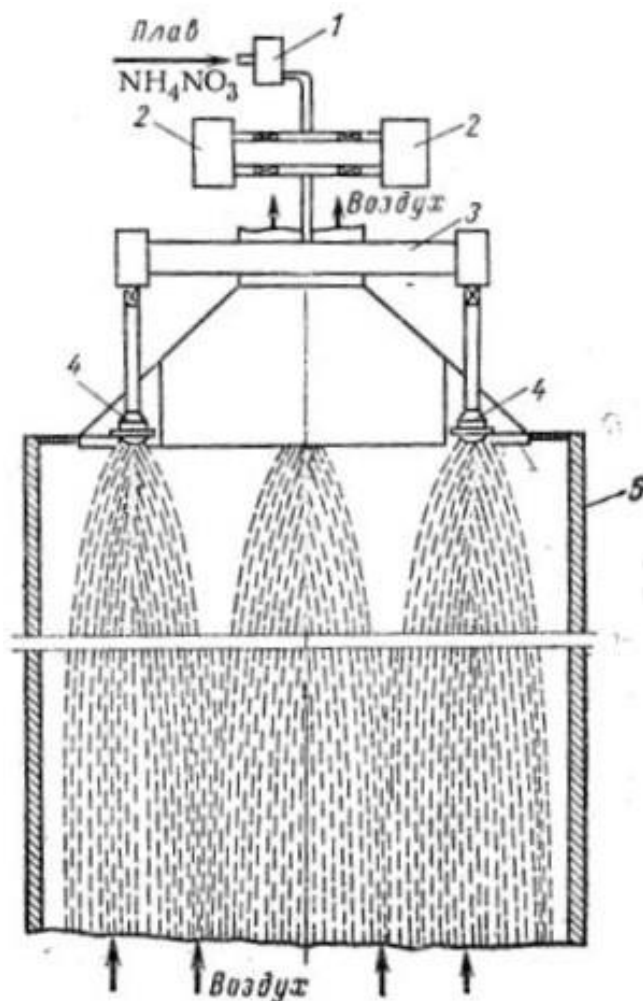
1. Розбризкування крапель розплавів за допомогою різноманітних гранулюючих пристроїв в об'ємі грануляційної башти, де далі відбувається затвердіння крапель та охолодження гранул, що утворились, при їх вільному падінні.
2. Напилення плаву, його кристалізація та подальше охолодження гранул, що утворились, в умовах киплячого шару.
3. Проведення тих самих, що і в способі 2, операцій в умовах барабанів, що обертаються, з внутрішніми лопатями.

Основним промисловим методом гранулювання аміачної селітри є гранулювання її висококонцентрованого плаву в грануляційних баштах. Найбільше розповсюдження до недавнього часу мали залізобетонні башти циліндричної форми діаметром 16 та 12 м, висотою 30-35 м. Вважається, що баштове гранулювання при продуктивності вище 400 т/добу є найбільш дешевим, простим та надійним, максимальні продуктивності сягають 2000 т/добу.

Початковою стадією в цьому процесі є утворення з маси розплаву окремих крапель в грануляторах різної конструкції. Довжина струменя розплаву селітри, що витікає з отворів в грануляторі (0,9-1,1 мм) зі швидкістю 4-7 м/с до точки її розпаду на окремі краплі, складає 10-20 см. В нижній частині цих башт є металічні конуси, через які поступає повітря



для охолодження гранул, які падають. На самому нижньому перетині конічної частини розташовуються охолоджувачі киплячого шару.



1 – буферний бак; 2 – фільтри плаву; 3 – колектор-розподільувач плаву;  
4 – гранулятори; 5 – корпус грануляційної башти

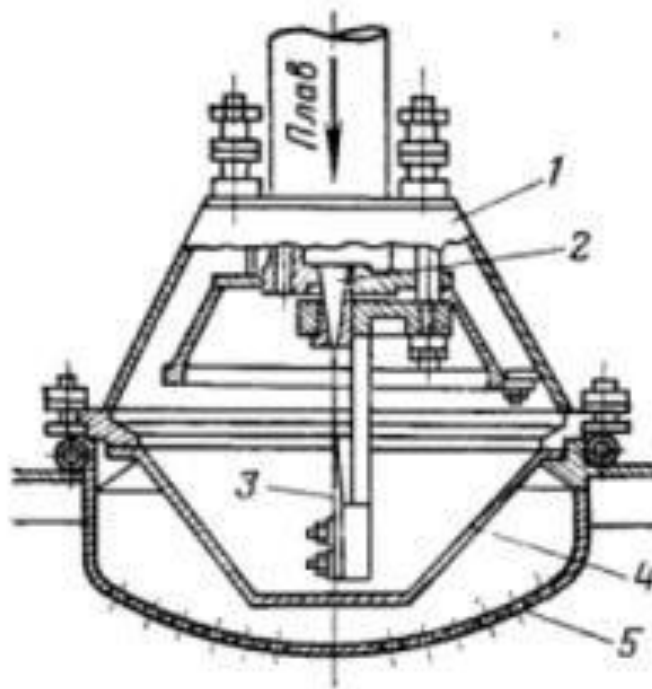
Рисунок 4.4 – Принципова схема процесу гранулювання.

Висококонцентрований плав (99,5-99,8%  $\text{NH}_4\text{NO}_3$ ) при температурі 175-180 °С з випарного апарату поступає в буферний бак, фільтрується в фільтрах 2 від механічних забруднень, потім потрапляє в колектор-розподільувач плаву 3, а потім безпосередньо в гранулятори 4, які розбризкують плав у вигляді струменів, що розпадаються на окремі краплі. Під час польоту назустріч охолоджуючому їх потоку повітря краплі

кристалізуються та охолоджуються до температури 125-90 °С (в залежності від пори року та середніх розмірів гранул), після чого вони доохолоджуються в киплячому шарі чи в барабані, що обертається (на схемі не показано). Охолоджуюче повітря виводиться з верхньої частини башти. Оскільки через робочі отвори грануляторів, які мають досить малі розміри ( близько 1 мм ) при безперервній роботі проходить великий об'єм плаву, то навіть невеликий вміст в ньому частинок забруднень може призвести до забивання отворів та зміні траєкторій струменів. Саме тому велике значення має фільтрування плаву.

В агрегаті АС-72 використовуються 2 види грануляторів – акустичний та монодисперсний. Така система забезпечує маневреність в роботі при різкій зміні продуктивності, дозволяє отримати продукт з незмінним гранулометричним складом. Регулювання продуктивності досягається в цьому випадку шляхом включення відповідної кількості грануляторів.

Акустичні гранулятори (рисунок 4.5) прості в експлуатації, надійні в роботі. Особливістю роботи акустичного гранулятора є генерація вібраційних коливань плаву, створюваних при проходженні частини його через сопло 2 та набігання потоку на вістрі генеруючої пластини 3. Далі коливання плаву передаються всій конструкції гранулятора, в тому числі перфорованому днищу 5, з отворів якого витікають струмені. У результаті резонансних коливань струменів плаву розпад їх на краплі впорядковується, гранули, що утворюються, виходять досить однорідного розміру.



1 – корпус; 2 – сопло; 3 – пластина; 4 – сітчастий фільтр; 5 –  
перфороване днище

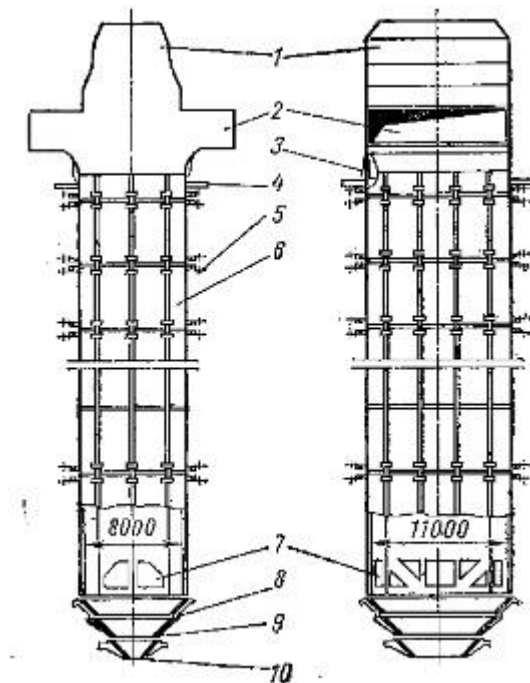
Рисунок 4.5 – Акустичний гранулятор НИИХИММАШ-ГИАП.

На грануляційній башті агрегату АС-72 встановлено 3 робочі та 3 резервні гранулятори продуктивністю 20 т/год кожний.

Башта (рисунок 4.6) складається з трьох частин: верхньої частини 1, корпусу 6, нижнього конусу 8. Верхня частина 1 має складну конфігурацію. В поперечному розрізі стеля 1 має форму трапеції. Зверху у люках встановлюють 6 лійкових грануляторів, а на стінках зі схилом 20 монодисперсних грануляторів. Стеля виконана із сталі марки 08Х22Н6Т.

Цільний металевий корпус 6 (сталь 08Х17Т), являє собою вертикальний короб прямокутного сечення, зі скошеними кутами. З верхньою частиною башти з'єднується за допомогою фартуха 3. Корпус підвішується на опорних лапах 4. Грануляційна башта зображена на рисунку 4.4. На відмітках 45,2; 40,2; 35,2; 30,2; 25,2 та 15,8 м корпус має

додаткові кріплення у вигляді розтяжок 5. Корпус за допомогою повітровою 2 з'єднується з промивним скруббером.



1 – стеля башти; 2 – повітровід до промивного скрубберу; 3 – фартух;  
 4 – опорна лапа; 5 – розтяжка; 6 – корпус; 7 – вікна для введення  
 повітря; 8 – конус; 9- стрічка з термостійкої резини; 10 – вигрузочна  
 щілина

Рисунок 4.6 – Грануляційна башта.

## 5 АЛГОРИТМИ ТЕХНОЛОГІЧНИХ РОЗРАХУНКІВ

### 5.1 Розрахунок апарату ВТН

Мета алгоритму і його реалізації в середовищі Excel - розрахунок всіх матеріальних потоків, розрахунок концентрації розчину аміачної селітри на виході з апарату ВТН поєднанням матеріального і теплового розрахунків.

#### Вихідні дані

Продуктивність,  $Q$  – 56,8 т/год готового продукту;

Тиск в апараті ВТН,  $D$  – 0,105 МПа;

Концентрація  $\text{HNO}_3$ ,  $C$  – 58 %;

Концентрація  $\text{NH}_3$ (газ),  $C1$  – 100 %;

Температура  $\text{HNO}_3$ ,  $T$  – 90 °С;

Температура  $\text{NH}_3$ (газ),  $T1$  – 160 °С;

Витратний коефіцієнт по  $\text{HNO}_3$ ,  $K$  – 0,786 т/т готової продукції;

Витратний коефіцієнт по  $\text{NH}_3$ (газ),  $K1$  – 0,2145 т/т готової продукції;

Концентрація розчину  $\text{NH}_4\text{NO}_3$ , що поступає в ВТН,  $C2$  – 20 %;

Температура розчину  $\text{NH}_4\text{NO}_3$ , що поступає в ВТН,  $T3$  – 55,5 °С;

Температура конденсату на вході до ВТН,  $T2$  – 55,5 °С;

Температура розчину  $\text{NH}_4\text{NO}_3$ , який виходить з ВТН,  $T4$  – 108 °С;

Концентрація плаву на виході з апарату ВТН,  $C0$  – 89 % (приймається і уточнюється в межах 89-91% для 58% азотної кислоти)

#### Матеріальний баланс апарату ВТН

Витрата  $\text{HNO}_3$ , моногідрат,  $r$ , кг/год:

$$r = K \cdot Q \cdot 1000$$

$$r = 0,79 \cdot 56,8 \cdot 1000 = 44872$$

де К - витратний коефіцієнт по  $\text{HNO}_3$ , т/т готового продукту;

Q - продуктивність апаратів ВТН, т/год готового продукту.

Витрата неконцентрованої  $\text{HNO}_3$ ,  $r1$ , кг/год:

$$r1 = \frac{r \cdot 100}{C}$$

$$r1 = \frac{44872 \cdot 100}{58} = 77365,52$$

де С - концентрація  $\text{HNO}_3$ , %;

Витрата води, яка міститься в неконцентрованій кислоті,  $r2$ , кг/год:

$$r2 = r1 - r$$

$$r2 = 77365,52 - 44872 = 32493,52$$

Витрата  $\text{NH}_3$  (газ) N, кг/год:

$$N = \frac{K1 \cdot 1000 \cdot 100 \cdot Q}{C1}$$

$$N = \frac{0,2145 \cdot 1000 \cdot 100 \cdot 56,8}{100} = 12183,6$$

де К1 - витратний коефіцієнт по  $\text{NH}_3$ , т/т готового продукту;

С1 - концентрація  $\text{NH}_3$ , %.

Розрахунок витрат плаву  $\text{NH}_4\text{NO}_3$ , який виходить з апарату ВТН (на два апарати), кг/год. Приймаємо, що витрата  $\text{NH}_4\text{NO}_3$  в перерахунку на 100% продукт відповідає продуктивності апарату ВТН, кг/год, тобто  $Q=56,8$  т/год,

$$L = Q \cdot 1000$$

$$L = 56,8 \cdot 1000 = 56800$$

враховуючи реальну концентрацію плаву, який виходить з апарату ВТН, витрата плаву становить  $L1$ , кг/год:

$$L1 = \frac{L \cdot 100}{C2}$$

$$L1 = \frac{56800 \cdot 100}{89} = 63820,22$$

де C2 - концентрація плаву  $\text{NH}_4\text{NO}_3$ , який виходить з апарату ВТН,%. Плав аміачної селітри з ВТН повинен мати кислотність 2 г/л чи 2 кг/м<sup>3</sup>. Тоді розчин, який виходить з апарату буде містити кислоти L3, кг/год:

$$L3 = \frac{L1 \cdot 2}{1388}$$

$$L3 = \frac{63820,22 \cdot 2}{1388} = 91,96$$

де 1388 - густина розчину  $\text{NH}_4\text{NO}_3$ , кг/м.

В розчині міститься води L2, кг/год:

$$L2 = L1 - L - L3$$

$$L2 = 63820,22 - 56800 - 91,96 = 6923,26$$

Винесення  $\text{NH}_3$  з реакційної частини складає по практичним даним 0,47% від витрати аміаку, F1, кг/год:

$$F1 = N \cdot 0,0047$$

$$F1 = 12183,6 \cdot 0,0047 = 57,26$$

Витрата розведеного (20%) розчину  $\text{NH}_4\text{NO}_3$ , P, кг/год, який поступає в сепараційну частину на 2 тарілку для промивання сокової пари, визначається з продуктивності апарату:

$$P = Q \cdot 1000 \cdot 0,125$$

$$P = 56,8 \cdot 1000 \cdot 0,125 = 7100$$

де 0,125 - витратний коефіцієнт розведеного розчину аміачної селітри, кг/кг готового продукту

в цьому розчині міститься  $\text{NH}_4\text{NO}_3$ ,  $P1$ , кг/год, цей слабкий розчин після концентрування на 2 і 1 тарілках поступає у реакційну частину на випарювання води:

$$P1 = \frac{P \cdot C3}{100}$$
$$P1 = \frac{7100 \cdot 20}{100} = 1420$$

де  $C3$  - концентрація розчину  $\text{NH}_4\text{NO}_3$ , необхідного для промивання сокової пари, %.

В цьому розчині міститься  $\text{HNO}_3$  на нейтралізацію аміаку, що виноситься згідно матеріального балансу реакційної зони з соковою парою в кількості  $P3$ , кг/год:

$$P3 = \frac{F1 \cdot M(\text{HNO}_3)}{M(\text{NH}_3)}$$
$$P3 = \frac{57,26 \cdot 63}{17} = 212,21$$

в цьому розчині міститься  $\text{H}_2\text{O}$ ,  $P2$ , кг/год:

$$P2 = P - P1 - P3$$
$$P2 = 7100 - 1420 - 212,21 = 5467,79$$

Витрата конденсату сокової пари  $V$ , кг/год, яка поступає в сепараційну частину апарату ВТН на 4 тарілку для промивки сокової пари: задаємо  $V$ , кг/год, з врахуванням продуктивності апарату:

$$V = Q \cdot 1000 \cdot 0,116$$
$$V = 56,8 \cdot 1000 \cdot 0,116 = 6588,80$$

де 0,116 - витратний коефіцієнт по конденсату сокової пари, кг/кг готового продукту.

Визначимо суму статей приходу,  $IT1$ , кг/год:



$$IT1 = r1 + N + P + V$$

$$IT1 = 77365,52 + 12183,6 + 7100 + 6588,80 = 103237,92$$

Витрата сокового пару  $S$ , кг/год, який виходить з апарату ВТН:  
теоретично з апарату ВТН виходить сокова пара  $S$ , кг/год:

$$S = r2 + P2 - L2$$

$$S = 32493,52 + 5467,79 - 6928,26 = 31033,04$$

де  $r2$  - витрата  $H_2O$  з неконцентрованою  $HNO_3$  в реакційну частину, кг/год;

$P2$  - витрата  $H_2O$  з розведеною  $NH_4NO_3$  в сепараційну частину, кг/год;

$L2$  - витрата  $H_2O$  із плавом  $NH_4NO_3$ , кг/год.

З практичних даних приймаємо, що конденсується в сепараційній частині на 3 і 4 тарілках 6,6 % сокової пари, тобто  $S1$ , кг/год:

$$S1 = S \cdot 0,066$$

$$S1 = 31033,04 \cdot 0,066 = 2048,18$$

тоді практично виходить сокової пари  $S2$ , кг/год:

$$S2 = S - S1$$

$$S2 = 31033,04 - 2048,18 = 28984,86$$

Сокова пара містить деяку кількість  $HNO_3$  й  $NH_4NO_3$ . За практичними даним приймаємо винесення з соковою парою 4 г  $NH_4NO_3$  і 4 г  $HNO_3$  на 1 кг сокової пари. Тоді витрата кислоти яка виноситься с соковою парою  $S3$ , кг/год:

$$S3 = \frac{S2 \cdot 4}{1000}$$

$$S3 = \frac{28984,86 \cdot 4}{1000} = 124,13$$

Витрата  $NH_4NO_3$ , яка виноситься с соковою парою  $S4$ , кг/год:

$$S4 = \frac{S2 \cdot 4}{1000}$$

$$S4 = \frac{28984,86 \cdot 4}{1000} = 124,13$$

Загальна витрата сокової пари S5 з домішками, кг/год:

$$S5 = S2 + S3 + S4$$

$$S5 = 28984,86 + 124,13 + 124,13 = 29233,13$$

З розчином  $\text{NH}_4\text{NO}_3$  (розведеним та підкисленим), в апарат, а саме в сепараційну частину подається  $\text{HNO}_3$ , Z2, кг/год:

$$Z2 = \frac{P \cdot 20}{1100}$$

$$Z2 = \frac{7100 \cdot 20}{1100} = 129,09$$

де 20 - закисленість розчину, г/м<sup>3</sup>;

1100 - густина розчину  $\text{NH}_4\text{NO}_3$ , кг/м<sup>3</sup> (для концентрацій в межах 20-25% практично не змінюється).

Отже, для нейтралізації  $\text{NH}_3$  необхідно додати  $\text{HNO}_3$ , витрата якого складатиме Z3, кг/год:

$$Z3 = Y1 - Z2$$

$$Z3 = 212,21 - 129,09 = 83,12$$

Витрату кислоти, яка виноситься соковою парою приймаємо з матеріального балансу апарату ВТН: S3, кг/год.

Загальна витрата азотної кислоти, яку подають в сепараційну частину апарату ВТН складатиме Z4, кг/год:

$$Z4 = Z3 + S3$$

$$Z4 = 83,12 + 124,13 = 207,25$$

чи розведений розчин, Z5, кг/год:

$$Z5 = \frac{Z4 \cdot 100}{C}$$

$$Z5 = \frac{207,25 \cdot 100}{58} = 357,33$$

в цьому розчині міститься води Z6, кг/год:

$$Z6 = Z5 - Z4$$

$$Z6 = 357,33 - 207,25 = 150,08$$

Для визначення концентрації розчину  $\text{NH}_4\text{NO}_3$ , що концентрується в сепараційній частині апарату ВТН і поступає в реакційну частину, враховуємо значення F2 - винесення  $\text{NH}_4\text{NO}_3$  з соковою парою з реакційної частини, кг/год. За практичними даним це винесення складає 0,152 %:

$$F2 = Q \cdot 1000 \cdot 0,00152$$

$$F2 = 56,8 \cdot 1000 \cdot 0,00152 = 86,34$$

С розведеним розчином аміачної селітри на 2 тарілку приходить  $\text{NH}_4\text{NO}_3$  P1, кг/год. Витрата аміачної селітри, утвореної в результаті нейтралізації аміаку, який виноситься з реакційної частини апарату в сепараційну, азотної кислоти Y2, кг/год:

$$Y2 = \frac{F1 \cdot M_{\text{NH}_4\text{NO}_3}}{M_{\text{NH}_3}}$$

$$Y2 = \frac{57,26 \cdot 80}{17} = 269,47$$

Витрата аміачної селітри в реакційну частину складе Y3, кг/год:

$$Y3 = Y2 + F2 + P1$$

$$Y3 = 269,47 + 86,34 + 1420 = 1775,81$$

F3 - винесення  $\text{H}_2\text{O}$  соковою парою з реакційної частини апарату (з плаву), кг/год:

$$F3 = \frac{F2 \cdot 100}{C2} - F2$$

$$F3 = \frac{86,34 \cdot 100}{89} - 86,34 = 10,67$$

Витрата  $H_2O$ , з розчином аміачної селітри, що виноситься у реакційну частину  $Y4$ , кг/год:

$$Y4 = Z6 + F3 + P2$$

$$Y4 = 150,08 + 10,67 + 5467,79 = 5840,75$$

Концентрація сконцентрованого розчину  $NH_4NO_3$ , який виходить з сепараційної частини в реакційну  $C4$ , %, визначається:

$$C4 = \frac{Y3}{Y3 + Y4} \cdot 100$$

$$C4 = \frac{1775,81}{1775,81 + 5840,75} \cdot 100 = 23,32$$

Таким чином сконцентрований в сепараційній частині розчин  $NH_4NO_3$ , концентрацією  $C3$ ,%, концентрується до  $C4$ , %, та поступає в реакційну частину апарату ВТН.

Міжтарілкове винесення 100%  $NH_4NO_3$  на третю тарілку сепараційної частини:

$$F5 = \frac{S1 \cdot C4}{100 - C4}$$

$$F5 = \frac{2058,18 \cdot 23,32}{100 - 23,32} = 622,72$$

Витрата 100% аміачної селітри, яка входить до складу слабкого розчину, що виходить з третьої тарілки сепараційної частини апарату ВТН  $X1$ , кг/год:

$$X1 = F5 - S4$$

$$X1 = 622,72 - 124,13 = 498,59$$

Витрата  $H_2O$ , який входить до складу цього слабкого розчину аміачної селітри  $X2$ , кг/год:

$$X2 = V + S1$$

$$X2 = 6588,8 + 2048,18 = 8636,98$$

Тоді витрата цього слабкого розчину  $X$ , кг/год:

$$X = X1 + X2$$

$$X = 498,59 + 8636,98 = 9135,57$$

Концентрація  $NH_4NO_3$  на виході з 3 тарілки, %:

$$C5 = X1 \cdot 100 / X = 498,59 \cdot 100 / 9135,57 = 5,46.$$

Винесення розчину аміачної селітри з реакційної зони  $L4$ , кг/год:

$$L4 = X1 - Y2$$

$$L4 = 498,59 - 269,47 = 229,12$$

Витрата аміачної селітри з 1 тарілки у реакційну зону:

$$S7 = P1 - S4$$

$$S7 = 1420 - 124,13 = 1295,87$$

Тоді загальна витрата розчину аміачної селітри, який утворюється в апараті ВТН  $L5$ , кг/год:

$$L5 = L1 + S7 - L4$$

$$L5 = 63820,22 + 1295,87 - 229,12 = 64886,97$$

в тому числі 100%  $NH_4NO_3$   $L6$ , кг/год:

$$L6 = L + S7 - L4$$

$$L6 = 56800 + 1295,87 - 229,12 = 57866,75$$

Сума статей витрати, ІТ2, кг/год:

$$IT2 = L5 + S5 + X$$

$$IT2 = 64886,97 + 29233,13 + 9135,57 = 103255,67$$

Результати розрахунку матеріального балансу апарату ВТН представлено в таблицях 5.1 та 5.2

Таблиця 5.1 – Матеріальний баланс ВТН

Прихід	кг/год	%	Витрата	кг/год	%
1 $\text{NH}_4\text{NO}_3(\text{p})$	P		1 Розчин $\text{NH}_4\text{NO}_3$	L5	
в т.ч. $\text{NH}_4\text{NO}_3$	P1		в т.ч. $\text{NH}_4\text{NO}_3$	L6	
в т.ч. $\text{H}_2\text{O}$	P2		в т.ч. $\text{H}_2\text{O}$	L2	
в. т. ч. $\text{HNO}_3$	P3		в т.ч. $\text{HNO}_3$	L3	
2 Конденсат	V		2 Сокова пара	S5	
3 $\text{NH}_3(\text{газ})$	N		в т.ч. водяна пара	S2	
4 $\text{HNO}_3(\text{p})$	r1		в т.ч. $\text{NH}_4\text{NO}_3$	S3	
в т.ч. $\text{HNO}_3$	r		в т.ч. $\text{HNO}_3$	S4	
в т.ч. $\text{H}_2\text{O}$	r2		3 Слабкий рн. $\text{NH}_4\text{NO}_3$	X	
			в т.ч. $\text{H}_2\text{O}$	X2	
			в т.ч. $\text{NH}_4\text{NO}_3$	X1	
Сума	IT1		Сума	IT2	

Таблиця 5.2 – Матеріальний баланс ВТН, контрольний розрахунок

Прихід	кг/год	%	Витрата	кг/год	%
1 $\text{NH}_4\text{NO}_3(\text{p})$	7100,00	6,88	1 рн $\text{NH}_4\text{NO}_3$	64886,97	62,84
в т.ч. $\text{NH}_4\text{NO}_3$	1420,00	20,00	в т.ч. $\text{NH}_4\text{NO}_3$	57866,75	89,18
в т.ч. $\text{H}_2\text{O}$	5467,79	77,01	в т.ч. $\text{H}_2\text{O}$	6928,26	10,68
в. т. ч. $\text{HNO}_3$	212,21	2,99	в т.ч. $\text{HNO}_3$	91,96	0,14
2 Конденсат	6588,80	6,38	2 Сокова пара	29233,13	28,31
3 $\text{NH}_3(\text{газ})$	12183,60	11,80	в т.ч. водяна пара	28984,86	99,15
4 $\text{HNO}_3(\text{p})$	77365,52	74,94	в т.ч. $\text{NH}_4\text{NO}_3$	124,13	0,42
в т.ч. $\text{HNO}_3$	44872,00	58,00	в т.ч. $\text{HNO}_3$	124,13	0,42
в т.ч. $\text{H}_2\text{O}$	32493,52	42,00	3 Слабкий рн. $\text{NH}_4\text{NO}_3$	9135,57	8,85
			в т.ч. $\text{H}_2\text{O}$	8636,98	94,54
			в т.ч. $\text{NH}_4\text{NO}_3$	498,59	5,46
Сума	103237,92	100,00	Сума	103255,67	100,00

Розбаланс матеріального балансу становить XX, %:

$$XX = \frac{IT1 - IT2}{IT1} \cdot 100$$

$$XX = \frac{103237,92 - 103255,67}{103237,92} \cdot 100 = 0,017$$

*Матеріальний баланс реакційної частини апарату ВТН*

Метою матеріального балансу реакційної частини апарату ВТН є розрахунок витрати сокової пари, яка поступає в сепараційну частину з реакційної.

Витрату  $\text{HNO}_3$  приймаємо з матеріального балансу апарату ВТН: витрата  $\text{HNO}_3$ ,  $r1$ , кг/год; в тому числі: моногідрат  $\text{HNO}_3$ ,  $r$ , кг/год;  $\text{H}_2\text{O}$ ,  $r2$ , кг/год.

Витрату  $\text{NH}_3$ (газ) приймаємо з матеріального балансу апарату ВТН:  $N$ , кг/год.

Витрату  $\text{NH}_4\text{NO}_3$  концентрацією  $C2$ , %, приймаємо з матеріального балансу апарату ВТН: витрата  $\text{NH}_4\text{NO}_3$ ,  $L5$ , кг/год; в тому числі: 100%  $\text{NH}_4\text{NO}_3$ ,  $L6$ , кг/год;  $\text{H}_2\text{O}$ ,  $L2$ , кг/год;  $\text{HNO}_3$ ,  $L3$ , кг/год.

Витрату сокової пари приймаємо теоретичну, тому що конденсація частини сокової пари відбувається в сепараційній зоні апарату ВТН:  $S10$ , кг/год. Витрати пари азотної кислоти  $S4$ , кг/год, та аміаку  $F1$ , кг/год, з соковою парою приймаємо з вище наведених розрахунків. Витрати  $\text{NH}_4\text{NO}_3$  100%  $S9$ , кг/год:

$$S9 = Y3 - P1 - S4$$

$$S9 = 1775,81 - 1420 - 124,13 = 709,06$$

Витрати пари води  $S8$ , кг/год:

$$S8 = r2 + Y4 - L2$$

$$S8 = 32493,52 + 5840,75 - 6923,26 = 31406$$

Тоді витрата сокової пари  $S_{10}$ , кг/год:

$$S_{10} = S_8 + S_9 + S_4 + F_1$$

$$S_{10} = 31406 + 709,06 + 124,13 + 57,26 = 32296,46$$

Витрату слабкого розчину аміачної селітри було пораховано в загальному матеріальному балансі: витрата 100%  $\text{NH}_4\text{NO}_3$   $Y_3$ , кг/год; води в цьому розчині  $Y_4$ , кг/год. Загальна кількість слабкого розчину аміачної селітри, що поступає в реакційну частину  $Y_5$ , кг/год:

$$Y_5 = Y_3 + Y_4$$

$$Y_5 = 1775,81 + 5840,75 = 7616,56$$

Сумарна стаття приходу реакційної частини апарату ВТН,  $IT_4$ , кг/год:

$$IT_4 = r_1 + N + Y_5$$

$$IT_4 = 77365,52 + 12183,6 + 7616,56 = 97165,67$$

Сумарна стаття витрати реакційної частини апарату ВТН,  $IT_3$ , кг/год:

$$IT_3 = S_{10} + L_6$$

$$IT_3 = 32296,46 + 57866,75 = 97183,43$$

Розбаланс матеріального балансу реакційної частини,  $XX_1$ , %:

$$XX_1 = \frac{IT_4 - IT_3}{IT_4} \cdot 100$$

$$XX_1 = \frac{97165,67 - 97183,43}{97165,67} \cdot 100 = 0,018$$

Розбаланс становить 0,018% що є цілком прийнятним. Результати розрахунку матеріального балансу реакційної частини наведено в таблицях 5.3 та 5.4.



Таблиця 5.3 – Матеріальний баланс реакційної частини ВТН

Прихід	кг/год	%	Витрата	кг/год	%
1 $\text{HNO}_3$	r1		1 Плав $\text{NH}_4\text{NO}_3$	L6	
в т.ч $\text{HNO}_3$	r		в т.ч $\text{NH}_4\text{NO}_3$	L5	
в т.ч $\text{H}_2\text{O}$	r2		в т.ч $\text{H}_2\text{O}$	L2	
2 $\text{HN}_3$ (газ)	N		в т.ч $\text{HNO}_3$	L3	
3 Сл.рн. $\text{NH}_4\text{NO}_3$	Y5		2 Сокова пара	S10	
в т.ч $\text{NH}_4\text{NO}_3$	Y3		в т.ч водяна пара	S8	
в т.ч $\text{H}_2\text{O}$	Y4		в т.ч $\text{NH}_4\text{NO}_3$	S9	
			в т.ч $\text{HNO}_3$	S4	
			в т.ч $\text{NH}_3$	F1	
Сума	IT4		Сума	IT3	

Таблиця 5.4 – Матеріальний баланс реакційної частини ВТН, контрольний розрахунок

Прихід	кг/год	%	Витрата	кг/год	%
1 $\text{HNO}_3$	77365,52	79,62	1 Плав $\text{NH}_4\text{NO}_3$	64886,97	66,77
в т.ч $\text{HNO}_3$	44872,00	58,00	в т.ч $\text{NH}_4\text{NO}_3$	57866,75	89,18
в т.ч $\text{H}_2\text{O}$	32493,52	42,00	в т.ч $\text{H}_2\text{O}$	6928,26	10,68
2 $\text{HN}_3$ (газ)	12183,60	12,54	в т.ч $\text{HNO}_3$	91,96	0,14
3 Сл.рн. $\text{NH}_4\text{NO}_3$	7616,56	7,84	2 Сокова пара	32296,46	33,23
в т.ч $\text{NH}_4\text{NO}_3$	1775,81		в т.ч водяна пара	31406,00	97,24
в т.ч $\text{H}_2\text{O}$	5840,75		в т.ч $\text{NH}_4\text{NO}_3$	709,06	2,20
			в т.ч $\text{HNO}_3$	124,13	0,38
			в т.ч $\text{NH}_3$	57,26	0,18
Сума	97165,67	100,00	Сума	97183,43	100,00

*Матеріальний баланс сепараційної частини апарату ВТН*

Метою матеріального балансу сепараційної частини апарату ВТН є розрахунок концентрації аміачної селітри в слабкому розчині, який виходить з апарату (з третьої тарілки) та розрахунок концентрації розчину аміачної селітри, який поступає в реакційну частину апарату ВТН (з першої тарілки).

Витрата розчину  $\text{NH}_4\text{NO}_3$ , концентрацією СЗ, %, приймаємо з матеріального балансу апарату ВТН: витрата  $\text{NH}_4\text{NO}_3$ , Р, кг/год; в тому числі: 100%  $\text{NH}_4\text{NO}_3$ , Р1, кг/год;  $\text{H}_2\text{O}$ , Р2, кг/год;  $\text{HNO}_3$ , Р3 кг/год.

Витрата сокової пари, яка подається в сепараційну частину апарату ВТН з реакційної: S10, кг/год; в тому числі водяна пара S8, кг/год; в тому числі пари азотної кислоти S4, кг/год; в тому числі аміачна селітра, що виноситься з соковою парою S9, кг/год; в тому числі пари аміаку F1, кг/год.

З урахуванням конденсації сокової пари та вмісту в ній кислоти та аміачної селітри, з сепараційної частини апарату буде виходити сокова пара з витратою S5, кг/год; в тому числі водяна пара S2, кг/год; в тому числі 100% аміачна селітра S3, кг/год; в тому числі азотна кислота S4, кг/год.

З сепараційної частини (з 1 тарілки) у реакційну виходить розчин аміачної селітри Y5, кг/год; в тому числі 100% аміачна селітра Y3, кг/год; в тому числі вода Y4, кг/год.

З сепараційної частини (з 3 тарілки) виходить слабкий розчин аміачної селітри: X, кг/год; в тому числі 100% аміачна селітра X1, кг/год; в тому числі вода X2, кг/год.

Сума статей приходу складе IT5, кг/год:

$$IT5 = V + P + S10$$

$$IT5 = 6588,8 + 7100 + 32296,46 = 45985,26$$

Сума статей витрати складе IT6, кг/год:

$$IT6 = S5 + Y5 + X$$

$$IT6 = 29233,13 + 7616,56 + 9135,57 = 45985,26$$

Як видно з розрахунків прихід дорівнює витраті, втрат немає. Результати розрахунку матеріального балансу реакційної частини наведено в таблицях 5.5 та 5.6.

Таблиця 5.5 – Матеріальний баланс сепараційної частини апарату ВТН

Прихід	кг/год	%	Витрата	кг/год	%
1 Конденсат	V		1 Сокова пара	S5	
2 NH <sub>4</sub> NO <sub>3</sub>	P		в т.ч. H <sub>2</sub> O	S2	
в т.ч. NH <sub>4</sub> NO <sub>3</sub>	P1		в т.ч. NH <sub>4</sub> NO <sub>3</sub>	S3	
в т.ч. H <sub>2</sub> O	P2		в т.ч. HNO <sub>3</sub>	S4	
в т.ч. HNO <sub>3</sub>	P3		2 Р-н NH <sub>4</sub> NO <sub>3</sub>	Y5	
3 Сокова пара	S10		в т.ч. NH <sub>4</sub> NO <sub>3</sub>	Y3	
в т.ч. H <sub>2</sub> O	S8		в т.ч. H <sub>2</sub> O	Y4	
в т.ч. HNO <sub>3</sub>	S4		3 Сл. р-н NH <sub>4</sub> NO <sub>3</sub>	X	
в т.ч. NH <sub>4</sub> NO <sub>3</sub>	S9		в т.ч. NH <sub>4</sub> NO <sub>3</sub>	X1	
в т.ч. NH <sub>3</sub>	F1		в т.ч. H <sub>2</sub> O	X2	
Сума	IT5		Сума	IT6	

Таблиця 5.6 – Матеріальний баланс сепараційної частини апарату ВТН, контрольний розрахунок

Прихід	кг/год	%	Витрата	кг/год	%
1 Конденсат	6588,80	14,33	1 Сокова пара	29233,13	63,57
2 NH <sub>4</sub> NO <sub>3</sub>	7100,00	15,44	в т.ч. H <sub>2</sub> O	28984,86	99,15
в т.ч. NH <sub>4</sub> NO <sub>3</sub>	1420,00	20,00	в т.ч. NH <sub>4</sub> NO <sub>3</sub>	124,13	0,42
в т.ч. H <sub>2</sub> O	5467,79	77,01	в т.ч. HNO <sub>3</sub>	124,13	0,42
в т.ч. HNO <sub>3</sub>	212,21	2,99	2 Р-н NH <sub>4</sub> NO <sub>3</sub>	7616,56	16,56
3 Сокова пара	32296,46	70,23	в т.ч. NH <sub>4</sub> NO <sub>3</sub>	1775,81	23,32
в т.ч. H <sub>2</sub> O	31406,00	97,24	в т.ч. H <sub>2</sub> O	5840,75	76,68
в т.ч. HNO <sub>3</sub>	124,13	0,38	3 Сл. р-н NH <sub>4</sub> NO <sub>3</sub>	9135,57	19,87
в т.ч. NH <sub>4</sub> NO <sub>3</sub>	709,06	2,20	в т.ч. NH <sub>4</sub> NO <sub>3</sub>	498,59	5,46
в т.ч. NH <sub>3</sub>	57,26	0,18	в т.ч. H <sub>2</sub> O	8636,98	94,54
Сума	45985,26	100,00	Сума	45985,26	100,00

### Тепловий баланс апарату ВТН

Метою розрахунку теплового балансу є розрахунок теплових втрат для підтвердження прийнятої концентрації розчину аміачної селітри, який виходить з апарату ВТН.

Теплота, яка приходить з неконцентрованою HNO<sub>3</sub> ТВ1, кДж/год:

$$TB1 = r1 \cdot T \cdot C_{HNO_3}$$

$$TB1 = 77365652 \cdot 90 \cdot 2,89 = 20127207,93$$

де  $r_1$  - витрата  $\text{HNO}_3$  розведеної, кг/год;

$T$  - температура  $\text{HNO}_3$  на вході до апарату ВТН, °C;

$C_{\text{HNO}_3}$  - теплоємність розчину  $\text{HNO}_3$ , кДж/(кг·K), концентрацією  $C$ ,%. Апроксимована залежність теплоємності розчину  $\text{HNO}_3$  від концентрації  $C$ ,% та температури  $T$ , °C:

$$C_{\text{HNO}_3} = 3,733571 - 1,873901 \cdot 10^{-2} \cdot C + 2,71032 \cdot 10^{-3} \cdot T$$

$$C_{\text{HNO}_3} = 3,733571 - 1,873901 \cdot 10^{-2} \cdot 58 + 2,71032 \cdot 10^{-3} \cdot 90 = 2,89$$

Теплота, яка приходить з  $\text{NH}_3$  (газ),  $TB_2$ , кДж/год:

$$TB_2 = N \cdot C_{\text{NH}_3} \cdot T_1$$

$$TB_2 = 12183,6 \cdot 2,35 \cdot 160 = 4580130,13$$

де  $N$  - витрата  $\text{NH}_3$ , концентрацією  $C_1$ , %, кг/год;

$C_{\text{NH}_3}$  - теплоємність  $\text{NH}_3$  (газ), кДж/(кг·K), обираємо з довідника рівняння для теплоємності аміаку (газу) в межах температур 25-1500°C;

$T_1$  – температура  $\text{NH}_3$  (газ) на вході в апарат, °C.

$$C_{1_{\text{NH}_3}} = \frac{1}{M_{\text{NH}_3}} \cdot (29,80 + 25,48 \cdot 10^{-3} \cdot (T_1 + 273)) + \frac{(-1,67) \cdot 10^5}{(T_1 + 273)^2}$$

$$C_{1_{\text{NH}_3}} = \frac{1}{17} \cdot (29,80 + 25,48 \cdot 10^{-3} \cdot (160 + 273)) + \frac{(-1,67) \cdot 10^5}{(160 + 273)^2} = 2,35$$

де  $M_{\text{NH}_3}$  - молекулярна маса  $\text{NH}_3$ .

Теплота, яка приходить з конденсатом сокової пари  $TB_3$ , кДж/год:

$$TB_3 = V \cdot T_2 \cdot CK$$

$$TB_3 = 6588,8 \cdot 55,5 \cdot 4,18 = 1528535,71$$

де  $V$  - витрата конденсату сокової пари, яка поступає в сепараційну частину апарату ВТН, кг/год;

$T_2$  - температура конденсату сокової пари, °C;

СК - теплоємність конденсату сокової пари зі зміною температури практично не змінюється, тому приймаємо її постійною та рівною 4,18 кДж/(кг·К).

Теплота, що виділяється в результаті реакції нейтралізації аміаку азотною кислотою ТВ4, кДж/год:

$$TB4 = \frac{L \cdot 10^3 \cdot CPK}{M_{NH_4NO_3}}$$

$$TB4 = \frac{56800 \cdot 10^3 \cdot 109,26}{80} = 77572742,75$$

де L - витрата синтезованої 100%  $NH_4NO_3$ , кг/год;

$M_{NH_4NO_3}$  - молекулярна маса  $NH_4NO_3$ ;

CPK - теплота, яка виділяється в результаті реакції нейтралізації, Дж/моль; апроксимована залежність теплоти реакції нейтралізації аміаку азотною кислотою CPK, кДж/кг, від концентрації азотної кислоти C, % у вигляді рівняння:

$$CPK = 115,2132 + 1,328679 \cdot 10^{-2} \cdot C^2 - 0,8733203 \cdot C$$

$$CPK = 115,2132 + 1,328679 \cdot 10^{-2} \cdot 58^2 - 0,8733203 \cdot 58 = 109,26$$

Теплота, яка приходить на 2 тарілку з розведеним (зазвичай 20%) розчином  $NH_4NO_3$ , ТВ5, кДж/год:

$$TB5 = P \cdot CAC \cdot T3$$

$$TB5 = 7100 \cdot 3,51 \cdot 55,5 = 1384184,88$$

де P - витрата розведеного розчину  $NH_4NO_3$ , кг/год;

T3 - температура розчину, °C;

CAC - теплоємність розведеного (20%) розчину  $NH_4NO_3$ , кДж/(кг·К) – апроксимована залежність теплоємності розчину аміачної селітри від її концентрації C3, %, та температури T3, °C у вигляді рівняння:

$$CAC = 3,88024 - 2,072502 \cdot 10^{-2} \cdot C3 + 8,463823 \cdot 10^{-4} \cdot T3$$

$$CAC = 3,88024 - 2,072502 \cdot 10^{-2} \cdot 20 + 8,463823 \cdot 10^{-4} \cdot 55,5 = 3,51$$

Теплота, яка виноситься слабким розчином, що утворився з конденсату сокової пари на 3 і 4 тарілках, ТВ6, кДж/год:

$$TB6 = Z \cdot CZ \cdot T4$$

$$TB6 = 6716,39 \cdot 3,85 \cdot 108 = 2792673,02$$

де Z - витрата слабкого розчину  $\text{NH}_4\text{NO}_3$ , кг/год;

CZ – теплоємність слабкого розчину  $\text{NH}_4\text{NO}_3$ , для розчинів в межах концентрацій 5-10% практично не змінюється, тому приймаємо її постійною та рівною 3,85 кДж/(кг·К);

T4 - температура слабкого розчину  $\text{NH}_4\text{NO}_3$  на виході з апарату, °С;

Теплота, яка уходить з плавом  $\text{NH}_4\text{NO}_3$ , ТВ, кДж/год:

$$TB7 = L1 \cdot CC \cdot TKIP$$

$$TB7 = 63820,22 \cdot 2,16 \cdot 152,35 = 21048000,33$$

де L4 - витрата плаву аміачної селітри, кг/год;

CC – теплоємність плаву  $\text{NH}_4\text{NO}_3$  кДж/(кг·К), використовуємо рівняння залежності теплоємності аміачної селітри від її концентрації (яка є 89%) C2,%, та температури T3, °С:

$$CC = 3,88024 - 2,072502 \cdot 10^{-2} \cdot C3 + 8,463823 \cdot 10^{-4} \cdot TKIP$$

$$CC = 3,88024 - 2,072502 \cdot 10^{-2} \cdot 89 + 8,463823 \cdot 10^{-4} \cdot 152,35 = 2,16$$

Для визначення температури кипіння TKIP, °С апроксимована залежність температури кипіння плаву  $\text{NH}_4\text{NO}_3$  від тиску в апараті ВТН, D, МПа, та концентрації плаву C2, % у вигляді рівняння:

$$TKIP = 757,3666 + 2280,17 \cdot D - 21,69387 \cdot C2 + 6,945388 \cdot D \cdot C2 - 8524,537 \cdot D^2 + 0,1408162 \cdot C2^2$$

$$TKIP = 757,3666 + 2280,17 \cdot 0,105 - 21,69387 \cdot 89 + 6,945388 \cdot 0,105 \cdot 89 - 8524,537 \cdot 0,105^2 + 0,1408162 \cdot 89^2 = 152,35$$

Теплота, яка уходить з соковою парою TB8, кДж/год:

$$TB8 = S5 \cdot ENT$$

$$TB8 = 29233,13 \cdot 2679,72 = 78336520,73$$

де S5 - реальна витрата сокової пари, кг/год;

ENT - ентальпія пари, кДж/кг, апроксимована залежність ентальпії пари від тиску в апараті D, МПа у вигляді рівняння:

$$ENT = 2638,774 + 384,8818 \cdot D + 48,15648 \cdot D^2$$

$$ENT = 2638,774 + 384,8818 \cdot 0,105 + 48,15648 \cdot 0,105^2 = 2679,72$$

Визначаємо суму статей приходу SP, кДж/год:

$$SP = TB1 + TB2 + TB3 + TB4 + TB5$$

$$SP = 20127207,93 + 4580130,13 + 1528535,71 + 77572742,75 + 1384184,88 = 105192801,41$$

Визначаємо суму статей витрати SR без врахування втрат, кДж/год:

$$SR = TB6 + TB7 + TB8$$

$$SR = 2792673,02 + 21048000,33 + 78336520,73 = 102177194,08$$

Визначають втрати теплоти W, %:

$$W = \frac{SP - SR}{SP} \cdot 100$$

$$W = \frac{105192801,41 - 102177194,08}{105192801,41} \cdot 100 = 2,87$$

Втрати теплоти приймаємо не більше 5 % і не менше 2%. Якщо ця умова не виконується, то необхідно змінити значення концентрації плаву та повторити розрахунок, що дасть точне її значення.

Результати розрахунку теплового балансу наведені в таблицях 5.7 та 5.8.

Таблиця 5.7 – Тепловий баланс апарату ВТН

Прихід	МДж/год	%	Витрата	МДж/год	%
З $\text{HNO}_3(\text{к})$	ТВ1/1000		Теплота селітри	ТВ6/1000	
З $\text{NH}_3$	ТВ2/1000		Теплота з плавом $\text{NH}_4\text{NO}_3$	ТВ7/1000	
Конденсат сокової пари	ТВ3/1000		Теплота з соковою парою	ТВ8/1000	
Нейтраліз.аміака	ТВ4/1000		Втрати	SP-SR	W
З розведеного розчину селітри	ТВ5/1000				
Сума	$\Sigma$		Сума	$\Sigma$	

Таблиця 5.8 – Тепловий баланс апарату ВТН, контрольний розрахунок

Прихід	кДж/год	%	Витрата	кДж/год	%
З $\text{HNO}_3(\text{р})$	20127,21	19,13	З розчином після 2 тарілки	2792,67	2,65
З $\text{NH}_3$ (г)	4580,13	4,35	З плавом $\text{NH}_4\text{NO}_3$	21048,00	20,01
Конденсат сокової пари	1528,54	1,45	З соковою парою	78336,52	74,47
Теплота реакції	77572,74	73,74	Втрати	3015,61	2,87
З слабким розчином селітри	1384,18	1,32			
Сума	105192,80	100,00	Сума	105192,80	100,00

## 5.2 Розрахунок донейтралізатору

Мета алгоритму і програми – розрахунок витрати аміаку на нейтралізацію надлишкової кислотності розчину аміачної селітри після апарату ВТН.

Вихідні дані:

Продуктивність агрегату Q, т/год – 56,8;

Концентрація  $\text{NH}_4\text{NO}_3$  в розчині C0, % - 89,18;

Витратний коефіцієнт по  $\text{H}_2\text{SO}_4$  K2, кг/т.гот.прод – 0,75;



Витратний коефіцієнт по  $\text{H}_3\text{PO}_4$  К3, кг/т.гот.прод – 4,6;

Концентрація  $\text{H}_2\text{SO}_4$  С2, % - 92,5;

Концентрація  $\text{H}_3\text{PO}_4$  С3, % - 73;

Витрата  $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$  S1, на 1т гот.прод, кг/год – 1,01;

Витрата  $\text{NH}_4\text{H}_2\text{PO}_4$  S2, на 1т гот.прод, кг/год – 4,84;

Температура, що поступає в апарат  $\text{NH}_3$  (г) Т2, °С – 160;

Температура  $\text{H}_2\text{SO}_4$ ,  $\text{H}_3\text{PO}_4$  Т3, °С – 25;

Умовна температура охолодження Ту, °С – 18.

#### Матеріальний баланс донейтралізатора

Прихід 100% аміачної селітри у донейтралізатор з апарату ВТН L6, кг/год готового продукту:

$$L6 = (Q \cdot 1000) + S7 - L4$$

$$L6 = (56,8 \cdot 1000) + 1295,87 - 229,12 = 57866,75$$

де Q - продуктивність донейтралізатора, т/год готового продукту

де S7 - витрата аміачної селітри з 1 тарілки у реакційну зону.

Прихід розчину аміачної селітри, L4, кг/год:

$$L5 = \left( \frac{Q}{C0} \cdot 100000 \right) + S7 - L4$$

$$L5 = \left( \frac{56,8}{89} \cdot 100000 \right) + 1295,87 - 229,12 = 64886,975$$

де C0 = 89,18 - концентрація  $\text{NH}_4\text{NO}_3$  в розчині, %;

Прихід води, яка міститься в плаві аміачної селітри, г, кг/год:

$$L2 = L5 - L6 - L3$$

$$L2 = 64886,975 - 57866,75 - 91,96 = 6928,265$$

де L3 – вміст азотної кислоти в плаві аміачної селітри на виході з ВТН, кг/год.

В розчині  $\text{NH}_4\text{NO}_3$  (плаві), який виходить з апарату ВТН та поступає до донейтралізатора, міститься азотна кислота витратою  $L3$ , кг/год. На її нейтралізацію витрачається газоподібний аміак у кількості  $D4$ , кг/год:

$$D4 = \frac{L3 \cdot M_{\text{NH}_3}}{M_{\text{HNO}_3}}$$

$$D4 = \frac{91,96 \cdot 17}{63} = 24,815$$

де  $M_{\text{NH}_3}$  - молярна маса  $\text{NH}_3$ , кг/м<sup>3</sup>;

$M_{\text{HNO}_3}$  - молярна маса  $\text{HNO}_3$ , кг/м<sup>3</sup>.

При цьому утворюється аміачна селітра, витрата якої  $D$ , кг/год:

$$D = \frac{L3 \cdot M_{\text{NH}_4\text{NO}_3}}{M_{\text{HNO}_3}}$$

$$D = \frac{91,96 \cdot 80}{63} = 116,7746$$

де  $M_{\text{NH}_4\text{NO}_3}$  - молярна маса  $\text{NH}_4\text{NO}_3$ , кг/м<sup>3</sup>.

Окрім газоподібного аміаку в донейтралізатор добавляють сірчану та фосфорну кислоти для зв'язування вологи, яка присутня в плаві аміачної селітри, а аміак, в свою чергу, нейтралізує всі кислоти. Витрата  $\text{H}_2\text{SO}_4$  (моногідрат),  $D2$ , кг/год:

$$D2 = K2 \cdot B$$

$$D2 = 0,75 \cdot 56,8 = 42,6$$

де  $K2$  - витратний коефіцієнт по  $\text{H}_2\text{SO}_4$ , кг/т готового продукту;

$B$  - продуктивність агрегату, т/год.

Витрата  $\text{H}_2\text{SO}_4$  заданої концентрації  $P2$ , кг/год:

$$P2 = \frac{D2 \cdot 100}{C2}$$

$$P2 = \frac{42,6 \cdot 100}{92,5} = 46,054054$$

де  $C2$  - концентрація  $\text{H}_2\text{SO}_4$  на вході у донейтралізатор, %, цей розчин містить  $\text{H}_2\text{O}$  у кількості  $D2\text{H}_2\text{O}$ , кг/год:

$$D2H2O = P2 - D2$$

$$D2H2O = 46,054054 - 42,6 = 3,4540541$$

Витрата  $H_3PO_4$  (100%),  $D3$ , кг/год:

$$D3 = K3 \cdot Q$$

$$D3 = 4,6 \cdot 56,8 = 261,28$$

де  $K3$  - витратний коефіцієнт по  $H_3PO_4$ , кг/т готового продукту;

Витрата  $H_3PO_4$  заданої концентрації  $P3$ , кг/год:

$$P3 = \frac{D3 \cdot 100}{C3}$$

$$P3 = \frac{261,28 \cdot 100}{73} = 357,91781$$

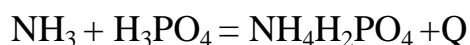
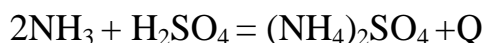
де  $C3$  - концентрація  $H_3PO_4$  на вході в донейтралізатор, %.

Цей розчин містить  $H_2O$  у кількості  $D3H_2O$ , кг/год:

$$D3H_2O = P3 - D3$$

$$D3H_2O = 357,9178 - 261,28 = 96,637808$$

Теоретична витрата  $H_2SO_4$ ,  $H_3PO_4$  та  $NH_3$ , необхідного для їх нейтралізації, на 1т готового продукту визначається з рівнянь:



З практичних даних приймаємо, що в 1т готового продукту міститься  $(NH_4)_2SO_4$ ,  $S1$ , кг/год та  $NH_4H_2PO_4$ ,  $S2$ , кг/год. На утворення  $(NH_4)_2SO_4$  витрачається  $NH_3$  у кількості  $P42$ , кг/год:

$$P42 = \frac{2 \cdot M_{NH_3} \cdot S1}{M_{(NH_4)_2SO_4}}$$

$$P42 = \frac{2 \cdot 17 \cdot 1,01}{132} = 0,260515$$

де  $M_{(NH_4)_2SO_4}$  – молярна маса  $(NH_4)_2SO_4$ , кг/м<sup>3</sup>.

На утворення  $NH_4H_2PO_4$  витрачається  $NH_3$  у кількості  $P43$ , кг/год:

$$P43 = \frac{M_{NH3} \cdot S2}{M_{NH4H2PO4}}$$

$$P43 = \frac{17 \cdot 4,84}{115} = 0,7154783$$

де  $M_{NH4H2PO4}$  – молярна маса  $NH_4H_2PO_4$ , кг/м<sup>3</sup>.

Теоретично, на утворення  $(NH_4)_2SO_4$  витрачається  $H_2SO_4$  у кількості  $Z2$ , кг/год:

$$Z2 = \frac{M_{H2SO4} \cdot S1}{M_{(NH4)2SO4}}$$

$$Z2 = \frac{98 \cdot 1,01}{132} = 0,7498485$$

де  $M_{H2SO4}$  – молярна маса  $H_2SO_4$ , кг/м<sup>3</sup>.

Теоретично, на утворення  $NH_4H_2PO_4$  витрачається  $H_3PO_4$  у кількості  $Z3$ , кг/год:

$$Z3 = \frac{M_{H3PO4} \cdot S2}{M_{NH4H2PO4}}$$

$$Z3 = \frac{98 \cdot 4,84}{115} = 4,1245217$$

Де  $M_{H3PO4}$  – молярна маса  $H_3PO_4$ , кг/м<sup>3</sup>.

Витрата аміаку з урахуванням продуктивності:

- на утворення  $(NH_4)_2SO_4$  у кількості  $TP2$ , кг/год

$$TP2 = P42 \cdot Q$$

$$TP2 = 0,2601515 \cdot 56,8 = 14,776606$$

- на утворення  $NH_4H_2PO_4$  у кількості  $TP3$ , кг/год

$$TP3 = P43 \cdot Q$$

$$TP3 = 0,71544783 \cdot 56,8 = 40,639165$$

Витрата  $H_2SO_4$  на утворення  $(NH_4)_2SO_4$  у кількості  $TD2$ , кг/год:

$$TD2 = Z2 \cdot Q$$

$$TD2 = 0,74988485 \cdot 56,8 = 42,6$$

Витрата  $H_3PO_4$  на утворення  $NH_4H_2PO_4$  у кількості  $TD3$ , кг/год:

$$TD3 = Z3 \cdot Q$$

$$TD3 = 4,1245283 \cdot 56,8 = 234,27283$$

Втрати  $H_3PO_4$   $H_3$ , кг/год:

$$H3 = D3 - TD3$$

$$H3 = 261,28 - 234,27283 = 27,007165$$

В даному розчині  $H_3PO_4$  міститься  $H_2O$ , кг/год:

$$H3H2O = \frac{H3 \cdot 100}{C3} - H3$$

$$H3H2O = \frac{27,007165 \cdot 100}{73} - 27,01 = 9,99$$

Утворилась й виходить з апарату  $(NH_4)_2SO_4$  у кількості  $D5$ , кг/год:

$$D5 = TP2 + TD2$$

$$D5 = 14,776606 + 42,6 = 57,376607$$

Утворилась й виходить з апарату  $NH_4H_2PO_4$  у кількості  $D6$ , кг/год:

$$D6 = TP3 + TD3$$

$$D6 = 40,639165 + 234,27283 = 274,912$$

Загальна витрата  $NH_4NO_3$ ,  $(NH_4)_2SO_4$ ,  $NH_4H_2PO_4$  на виході  $PO$ , кг/год:

$$PO = L6 + D + D5 + D6$$

$$PO = 57866,75 + 116,7746 + 57,376606 + 274,912 = 58315,813$$

де  $L$  - витрата аміачної селітри(100%), яка міститься в плаві, кг/год.

Загальна витрата аміаку, необхідна для нейтралізації кислот,  $P4$ , кг/год:

$$P4 = D4 + TP2 + TP3$$

$$P4 = 24,814603 + 14,776606 + 40,639165 = 80,230374$$

В донейтралізатор необхідно додавати більшу кількість аміаку, для того, щоб розчин на виході з апарату мав постійну надлишкову лужність. За рахунок реакції нейтралізації в донейтралізаторі, розчин упарюється до концентрації СК, %.

Загальна витрата  $\text{NH}_4\text{NO}_3$  у кількості DR, кг/год, (без урахування солей, аміаку, води):

$$\text{DR} = \text{L6} + \text{D}$$

$$\text{DR} = 57866,75 + 116,7746 = 57983,525$$

С урахуванням концентрації, до якої цей розчин упарюється, витрата складе NR, кг/год:

$$\text{NR} = \frac{\text{DR} \cdot 100}{\text{СК}}$$

$$\text{NR} = \frac{57983,525 \cdot 100}{90,69} = 63935,963$$

де СК - концентрація плаву на виході з апарату, %.

Розчин виходить з донейтралізатора зі вмістом  $\text{NH}_3$  0,5 г/дм<sup>3</sup> (приймаємо для розрахунку). Тоді загальна витрата  $\text{NH}_3$ , необхідна для утворення такої лужності складе NR4, кг/год:

$$\text{NR4} = \frac{\text{NR} \cdot 0,5}{\text{I}}$$

$$\text{NR4} = \frac{63935,963 \cdot 0,5}{1400} = 22,834272$$

де I - густина розчину  $\text{NH}_4\text{NO}_3$ , кг/м<sup>3</sup>.

Розчин  $\text{NH}_4\text{NO}_3$ , який виходить з донейтралізатора, окрім  $\text{NH}_3$ ,  $\text{NH}_4\text{NO}_3$ ,  $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ ,  $\text{NH}_4\text{H}_2\text{PO}_4$  містить  $\text{H}_2\text{O}$  у кількості A, кг/год:

$$\text{A} = \text{NR} - \text{DR} - \text{D5} - \text{D6} - \text{NR4}$$

$$\text{A} = 63935,963 - 57983,525 - 57,376606 - 274,912 - 22,834272 = 5597,3153$$

Витрата води, яка міститься в соковому парі, що виходить з апарату SP, кг/год:

$$\text{SP} = \text{L2} + \text{D2H}_2\text{O} + \text{D3H}_2\text{O} - \text{A}$$

$$\text{SP} = 6928,2647 + 3,4540541 + 96,637808 - 5597,3153 = 1431,0413$$

де L2 - витрата води, що міститься в плаві аміачної селітри, на вході в донейтралізатор, кг/год.

Витрата аміаку, що міститься в соковій парі RP4, кг/год:

$$RP4 = PR - P4 - NR4$$

$$RP4 = 150 - 80,230374 - 22,834272 = 46,935353$$

де PR – загальна кількість аміаку, який подають в донейтралізатор, кг/год.

Загальна витрата аміаку, необхідного для нейтралізації кислот P4. Проте в донейтралізатор необхідно подавати більшу кількість аміаку для того, щоб розчин на виході з апарату мав надлишкову лужність. Приймаємо PR=150 кг/год.

Витрата сокової пари складе SR4, кг/год:

$$SR4 = SP + RP4$$

$$SR4 = 1431,0413 + 46,935353 = 1477,9767$$

Визначаємо суму статей приходу PX1, кг/год:

$$PX1 = L6 + P2 + P3 + PR$$

$$PX1 = 64886,975 + 46,054054 + 357,91781 + 150 = 65440,947$$

Визначаємо суму статей витрати PX2, кг/год:

$$PX2 = NR + SR4$$

$$PX2 = 63935,963 + 1477,9767 = 65413,939$$

по різниці сум статей матеріального балансу визначаємо втрати PP, кг/год:

$$PP = PX1 - PX2$$

$$PP = 65440,947 - 65413,939 = 27,007165$$

Результати контрольного розрахунку матеріального балансу донейтралізатора наведено у таблиці 5.10.

Таблиця 5.9 – Матеріальний баланс донейтралізатора

Прихід	кг/год	%	Витрата	кг/год	%
1 РН $\text{NH}_4\text{NO}_3$ , в т.ч.:	L5		1 $\text{NH}_4\text{NO}_3$ , в т.ч.:	NR	
$\text{NH}_4\text{NO}_3$	L6		$\text{NH}_4\text{NO}_3$	DR	
$\text{H}_2\text{O}$	L2		$(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$	D5	
$\text{HNO}_3$	L3		$\text{NH}_4\text{H}_2\text{PO}_4$	D6	
2 $\text{H}_2\text{SO}_4$ , в т.ч.:	P2		$\text{H}_2\text{O}$	NR-DR-D5-D6-NR4	
$\text{H}_2\text{SO}_4$		C( $\text{H}_2\text{SO}_4$ )	$\text{NH}_3$	NR4	
$\text{H}_2\text{O}$		100-C( $\text{H}_2\text{SO}_4$ )	2 Сокова пара, в т.ч.:	SR4	
3 $\text{H}_3\text{PO}_4$ , в т.ч.:	P3		водяна пара	SR4-RP4	
$\text{H}_3\text{PO}_4$		C( $\text{H}_3\text{PO}_4$ )	$\text{NH}_3$	RP4	
$\text{H}_2\text{O}$		100-C( $\text{H}_3\text{PO}_4$ )	3 Втрати	Сума приходу – NR-SR4	
4 $\text{NH}_3$	PR				
Сума	$\Sigma$		Сума	$\Sigma$	

Таблиця 5.10 – Матеріальний баланс донейтралізатору, контрольний розрахунок

Прихід	кг/год	%	Витрата	кг/год	%
1Розчин $\text{NH}_4\text{NO}_3$ , в т.ч.:	64886,97	99,15	1Розчин $\text{NH}_4\text{NO}_3$ , в т.ч.:	63935,96	97,70
$\text{NH}_4\text{NO}_3$	57866,75	89,18	$\text{NH}_4\text{NO}_3$	57983,52	90,69
$\text{H}_2\text{O}$	6928,26	10,68	$(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$	57,38	0,09
$\text{HNO}_3$	91,96	0,14	$\text{NH}_4\text{H}_2\text{PO}_4$	274,91	0,43
2 $\text{H}_2\text{SO}_4$ , в т.ч.:	46,05	0,07	$\text{H}_2\text{O}$	5597,31	8,55
$\text{H}_2\text{SO}_4$	42,6	92,5	$\text{NH}_3$	22,83	0,03
$\text{H}_2\text{O}$	3,45	7,5	2 Сокова пара, в т.ч.:	1477,97	2,26
3 $\text{H}_3\text{PO}_4$ , в т.ч.:	357,92	0,55	водяна пара	1431,04	96,82
$\text{H}_3\text{PO}_4$	261,28	73,0	$\text{NH}_3$	46,94	3,17
$\text{H}_2\text{O}$	96,64	27	3 Втрати	27,01	0,04
4 $\text{NH}_3$	150	0,23			
Сума	65440,95	100	Сума	65440,95	100



### Тепловий баланс донейтралізатора

Теплота, що приходить з розчином  $\text{NH}_4\text{NO}_3$ ,  $Q_1$ , кДж/год:

$$Q_1 = L_5 \cdot C_{AC} \cdot (T_1 - T_y)$$

$$Q_1 = 64886,97 \cdot 2,16 \cdot (152,36 - 18) = 18871560,97$$

де  $L_5$  - витрата розчину аміачної селітри концентрацією  $C_0$ , %, на вході в донейтралізатор, кг/год;

$T_1$  - температура розчину на вході, розрахована нижче, °С;

$T_y$  - умовна температура охолодження, °С. Приймаємо 18°С.

Для визначення температури кипіння  $T_{KIP}$ , °С апроксимована залежність температури кипіння розчину  $\text{NH}_4\text{NO}_3$  від тиску в апараті ВТН D, МПа, та концентрації розчину  $C_0$ , % у вигляді рівняння:

$$T_1 = 757,3666 + 2280,17 \cdot D - 21,69387 \cdot C_0 + 6,945388 \cdot D \cdot C_0 - \\ - 8524,537 \cdot D^2 + 0,1408162 \cdot C_0^2$$

$$T_1 = 757,3666 + 2280,17 \cdot 0,105 - 21,69387 \cdot 89 + 6,945388 \cdot 0,105 \cdot 89 - \\ - 8524,537 \cdot 0,105^2 + 0,1408162 \cdot 89^2 = 152,36$$

$C_{AC}$ -теплоємність розчину аміачної селітри, кДж/(кг·К), прийнята нами на основі апроксимована залежність теплоємності розчину аміачної селітри від його концентрації  $C_0$ , %, та температури  $T_1$ , °С у вигляді рівняння:

$$C_{AC} = 3,88024 - 2,072502 \cdot 10^{-2} \cdot C_0 + 8,463823 \cdot 10^{-4} \cdot T_1$$

$$C_{AC} = 3,88024 - 2,072502 \cdot 10^{-2} \cdot 89 + 8,463823 \cdot 10^{-4} \cdot 152,36 = 2,16$$

Теплота, яка приходить з  $\text{NH}_3$  (газ),  $Q_2$ , кДж/год:

$$Q_2 = PR \cdot C_{\text{NH}_3} \cdot (T_2 - T_y)$$

$$Q_2 = 150 \cdot 2,35 \cdot (160 - 18) = 50045,13$$

де PR - витрата газоподібного аміаку на вході в донейтралізатор, кг/год;

T2-температура аміаку на вході, °C;

CNH-теплоємність NH<sub>3</sub> (газ), кДж/(кг·K), із довідника обираємо рівняння, котре відображує залежність теплоємності аміаку від його температури:

$$C_{1NH3} = 29,80 + 25,48 \cdot 10^{-3} \cdot (T2 + 273) + \frac{(-1,67) \cdot 10^5}{(T2 + 273)^2}$$

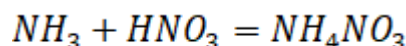
$$C_{1NH3} = 29,80 + 25,48 \cdot 10^{-3} \cdot (160 + 273) + \frac{(-1,67) \cdot 10^5}{(160 + 273)^2} = 39,94$$

$$C_{NH3} = \frac{C_{1NH3}}{M_{NH3}}$$

$$C_{NH3} = \frac{39,94}{17} = 2,35$$

де M<sub>NH3</sub> - молярна маса NH<sub>3</sub>, кг/м<sup>3</sup>.

Теплота реакції нейтралізації, Q3, кДж/год:



$$Q3 = \frac{G3 \cdot L3}{M_{HNO3}}$$

$$Q3 = \frac{144042,8 \cdot 91,96}{63} = 210256,71$$

де G3 – тепловий ефект реакції, кДж/моль, визначається по закону Гесса, як різниця сум теплових ефектів продуктів реакції та вихідних речовин:

$$G3 = (Y - Y1 - Y2) \cdot 4,18$$

$$G3 = (87200 - 41700 - 11040) \cdot 4,18 = 144042,8$$

де Y = 87200 ккал/моль - тепловий ефект NH<sub>4</sub>NO<sub>3</sub>;

$Y1 = 41700$  ккал/моль – тепловий ефект  $\text{HNO}_3$ ;

$Y2 = 11040$  ккал/моль - тепловий ефект  $\text{NH}_3$ ;

$M_{\text{HNO}_3}$  - молекулярна маса  $\text{HNO}_3$ ;

$L3$  - витрата  $\text{HNO}_3$ , що входить до складу розчину аміачної селітри, який поступає в донейтралізатор, кг/год.

Теплота, що приходить з розчином  $\text{H}_2\text{SO}_4$ ,  $Q4$ , кДж/год:

$$Q4 = P2 \cdot \text{CHSO} \cdot (T3 - Ty) \cdot \frac{100}{C2}$$

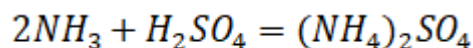
$$Q4 = 46,05 \cdot 2,13 \cdot (25 - 18) \cdot \frac{100}{92,5} = 805,07$$

де  $P2$  - витрата розчину  $\text{H}_2\text{SO}_4$ , кг/год;

$\text{CHSO}$  - теплоємність  $\text{H}_2\text{SO}_4$  кДж/(кг·К); приймаємо  $\text{CHSO} = 2,31$  кДж/(кг·К);

$T3$  - температура розчину  $\text{H}_2\text{SO}_4$ , °С;

Теплота  $Q5$ , кДж/год, реакції нейтралізації:



$$Q5 = \frac{D2 \cdot G5}{M_{\text{H}_2\text{SO}_4}}$$

$$Q5 = \frac{42,60 \cdot 274291,60}{98} = 119232,88$$

де  $M_{\text{H}_2\text{SO}_4}$  - молярна маса  $\text{H}_2\text{SO}_4$ , кг/м<sup>3</sup>;

$G5$  - тепловий ефект даної реакції, кДж/моль, визначається аналогічно, обираються теплові ефекти всіх учасників реакції:

$$G5 = (Y5 - 2 \cdot Y2 - Y3) \cdot 4,18$$

$$G5 = (281500 - 2 \cdot 11040 - 193800) \cdot 4,18 = 274291,60$$

де  $Y5 = 281500$  ккал/моль – теплота утворення  $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ ;

$Y3 = 193800$  ккал/моль - теплота утворення  $\text{H}_2\text{SO}_4$ ;

$Y2 = 11040$  ккал/моль - теплота утворення  $\text{NH}_3$ ;

4,18 - коефіцієнт переводу ккал в кДж.

Теплота, що приходить з розчином  $H_3PO_4$ ,  $Q_6$ , кг/год:

$$Q_6 = P_3 \cdot CHPO \cdot (T_3 - T_y) \cdot \frac{100}{C_3}$$

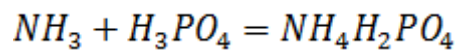
$$Q_6 = 357,92 \cdot 2,16 \cdot (25 - 28) \cdot \frac{100}{73} = 7413,31$$

де  $P_3$  - витрата розчину  $H_3PO_4$ , кг/год;

$CHPO$  - теплоємність розчину  $H_3PO_4$ , кДж/(кг·К);

$T_3$  - температура розчину  $H_3PO_4$ , °С.

Теплота реакції нейтралізації,  $Q_7$ , кДж/год:



$$Q_7 = \frac{D_3 \cdot G_7}{M_{H_3PO_4}}$$

$$Q_7 = \frac{261,28 \cdot 135055,8}{98} = 360075,3$$

де  $D_3$  - витрата 100%  $H_3PO_4$ , кг/год;

$M_{H_3PO_4}$  – молярна маса  $H_3PO_4$ , кг/м<sup>3</sup>;

$G_7$  – тепловий ефект даної реакції, кДж/моль:

$$G_7 = (Y_6 - Y_2 - Y_4) \cdot 4,18$$

$$G_7 = (346750 - 11040 - 303400) \cdot 4,18 = 135055,8$$

де  $Y_6 = 346750$  ккал/моль – теплота утворення  $NH_4H_2PO_4$ ;

$Y_4 = 303400$  ккал/моль – теплота утворення  $H_3PO_4$ .

Теплота, що виділяється при охолодженні  $HNO_3$ ,  $Q_8$ , кДж/год, який знаходиться в розчині, що поступає:

$$Q_8 = L_3 \cdot CHNO \cdot (T_1 - T_y)$$

$$Q_8 = 91,96 \cdot 1,75 \cdot (152,36 - 18) = 21622,03$$

де  $L_3$  - витрата розчину  $HNO_3$ , кг/год;

CHNO - теплоємність розчину  $\text{HNO}_3$ , кДж/(кг·К);

T1 - температура розчину  $\text{HNO}_3$ , °С.

Сума статей приходу теплового балансу Q0, кДж/год:

$$Q0 = Q1 + Q2 + Q3 + Q4 + Q5 + Q6 + Q7 + Q8$$

$$Q0 = 18871560,97 + 50045,13 + 210256,71 + 805,07 + \\ + 119232,88 + 7413,31 + 360075,30 + 21622,03 = 19641011,40$$

Теплота, що виділяється при розведенні 100%  $\text{H}_2\text{SO}_4$  до 93 %, R1, кДж/год:

$$R1 = \frac{x1 \cdot D2}{M_{\text{H}_2\text{SO}_4}}$$

$$R1 = \frac{14337,4 \cdot 42,60}{98} = 6232,38$$

де D2 - витрата розчину  $\text{H}_2\text{SO}_4$ , кг/год;

x1 – теплота розведення  $\text{H}_2\text{SO}_4$ , кДж/(моль);

Теплота, що виділяється при розведенні 100%  $\text{H}_3\text{PO}_4$  до 73%, R2, кДж/год:

$$R2 = \frac{x2 \cdot D3}{M_{\text{H}_3\text{PO}_4}}$$

$$R2 = \frac{11060,28 \cdot 261,28}{98} = 29488,06$$

де D3 – витрата розчину  $\text{H}_3\text{PO}_4$ , кг/год;

x2 – теплота розведення  $\text{H}_3\text{PO}_4$ , кДж/(моль);

Теплота, що уходить з розчином аміачної селітри, який був упарений до концентрації СК, %, R3, кДж/год:

$$R3 = NR \cdot CPL \cdot (TKIP - Ty)$$

$$R3 = 63935,96 \cdot 2,07 \cdot (159,69 - 18) = 18710432,8$$

де NR - витрата розчину аміачної селітри на виході з донейтралізатору, кг/год;

TKIP - температура кипіння плаву  $\text{NH}_4\text{NO}_3$ , °C, на основі апроксимована залежність температури кипіння розчину аміачної селітри від тиску в апараті D, МПа:

$$\text{TKIP} = 757,3666 + 2280,17 \cdot D - 21,69387 \cdot \text{СК} + \\ + 6,945388 \cdot D \cdot \text{СК} - 8524,537 \cdot D^2 + 0,1408162 \cdot \text{СК}^2$$

$$\text{TKIP} = 757,3666 + 2280,17 \cdot 0,105 - 21,69387 \cdot 90,69 + 6,945388 \cdot 0,105 \cdot \\ \cdot 90,69 - 8524,537 \cdot 0,105^2 + 0,1408162 \cdot 90,69^2 = 159,69$$

CPL - теплоємність розчину аміачної селітри, кДж/(кг·K), концентрацією СК, %, та температурою TKIP, °C. Використовуємо рівняння апроксимації:

$$\text{CPL} = 5,0324 - 0,04215796 \cdot \text{TKIP} + 0,0001476497 \cdot \text{TKIP}^2$$

$$\text{CPL} = 5,0324 - 0,04215796 \cdot 159,69 + 0,0001476497 \cdot 159,69^2 = 2,07$$

Теплота для нагрівання аміаку, що уходить з розчином та соковою парою, R4, кДж/год:

$$R4 = (\text{NR4} + \text{RP4}) \cdot \text{CNH}_3 \cdot (\text{TKIP} - T_y)$$

$$R4 = (22,83 + 46,96) \cdot 2,35 \cdot (159,69 - 18) = 23226,57$$

де CNH<sub>3</sub> - тепломність аміаку, кДж/(кг·K)

$$\text{CNH}_3 = 2,114147 + 0,001175913 \cdot \text{TKIP} + 0,000001714545 \cdot \text{TKIP}^2$$

$$\text{CNH}_3 = 2,114147 + 0,001175913 \cdot 159,69 + 0,000001714545 \cdot 159,69^2 = 2,35$$

Сума статей витрати, R0, кДж/год:

$$R0 = R1 + R2 + R3 + R4$$

$$R0 = 6232,38 + 29488,06 + 18710432,8 + 23226,57 = 1876379,81$$

по різниці сум статей приходу та витрати теплового балансу донейтралізатору визначаємо теплові втрати,  $U$ , кДж/год:

$$U = Q_0 - R_0$$

$$U = 19641011,40 - 1876379,81 = 871631,59$$

Витрата тепла на концентрування розчину аміачної селітри від  $C$  до  $CK$ , %.

$$QU = \frac{DR + D5 + D6}{M_{NH_4NO_3}} \cdot \left( \frac{M_{NH_4NO_3} \cdot (100 - C)}{M_{H_2O} \cdot C} - \frac{M_{NH_4NO_3} \cdot (100 - CK)}{M_{H_2O} \cdot CK} \right) \cdot 9028$$

$$QU = \frac{57983,52 + 57,37 + 274,91}{80} \cdot \left( \frac{80 \cdot (100 - 89)}{18 \cdot 89} - \frac{80 \cdot (100 - 90,69)}{18 \cdot 90,69} \right) \cdot 9028 = 612410,46$$

де 9028 –теплота пароутворення, кДж/моль. Величина майже постійна для даного інтервалу температур.

$QU < U$ , тобто отриманої теплоти достатньо для упарювання розчину аміачної селітри 90% до 91,4%. Якщо  $QU > U$ , це означає що прийнята концентрація  $CK$  завищена. Концентрацію  $CK$  необхідно зменшити, розрахунок повторити.

Результати розрахунку теплового балансу донейтралізатора представлені у таблицях 5.11 та 5.12.

Таблиця 5.11 – Таблиця теплового балансу донейтралізатора

Прихід	кДж/год	%	Витрата	кДж/год	%
З плавом $\text{NH}_4\text{NO}_3$	Q1		Розведення $\text{H}_2\text{SO}_4$	R1	
З $\text{NH}_3$ (газ)	Q2		Розведення $\text{H}_3\text{PO}_4$	R2	
З реакц. $\text{NH}_3+\text{HNO}_3$	Q3		Плав селітри	R3	
З $\text{H}_2\text{SO}_4$	Q4		Нагрів аміаку	R4	
З $\text{NH}_3+\text{H}_2\text{SO}_4$	Q5				
З $\text{H}_3\text{PO}_4$	Q6		Втрати	U	
З $\text{NH}_3+\text{H}_3\text{PO}_4$	Q7				
З $\text{HNO}_3$	Q8				
Сума	Q0		Сума	R0	

Таблиця 5.12 – Таблиця теплового балансу донейтралізатора, контрольний розрахунок

Прихід	кДж/год	%	Витрата	кДж/год	%
З плавом $\text{NH}_4\text{NO}_3$	18871560,97	96,08	Розведення $\text{H}_2\text{SO}_4$	6232,38	0,03
З $\text{NH}_3$ (газ)	50045,13	0,25	Розведення $\text{H}_3\text{PO}_4$	29488,06	0,15
За р-ю $\text{NH}_3+\text{HNO}_3$	210256,71	1,07	Плав селітри	18710432,80	95,26
З $\text{H}_2\text{SO}_4$	805,07	0,004	Нагрів аміаку	23226,57	0,12
За р-ю $\text{NH}_3+\text{H}_2\text{SO}_4$	119232,88	0,61			
З $\text{H}_3\text{PO}_4$	7413,31	0,04	Втрати	871631,59	4,44
За р-ю $\text{NH}_3+\text{H}_3\text{PO}_4$	360075,30	1,83			
З $\text{HNO}_3$	21622,03	0,11			
Сума	19641011,40	100,00	Сума	19641011,40	100,00

### 5.3 Розрахунок випарного апарату

Мета алгоритму та програми - розрахунок витрати плаву аміачної селітри, що виходить з випарного апарату, розрахунок теплових потоків окремо для теплових зон, а також визначення поверхні теплообміну.

Вихідні дані

Витрата розчину  $\text{NH}_4\text{NO}_3$  на вході M10, кг/год – 63935,96;

Концентрація розчину  $\text{NH}_4\text{NO}_3$  на вході C10, % – 90,69;

Витрата  $\text{NH}_3$ , що поступає з розчином  $\text{NH}_4\text{NO}_3$ , MN, кг/год – 22,46;



Витрата повітря на вході M20, кг/год – 30000;

Витрата води в складі повітря W20, кг/год – 115;

Концентрація плаву  $\text{NH}_4\text{NO}_3$  (разом з сульфатами і фосфатами) на виході C12, % – 99,7;

Винесення  $\text{NH}_4\text{NO}_3$  сухим повітрям, CUS кг/м<sup>3</sup>, – 0,003;

Винесення  $\text{NH}_3$  сухим повітрям CUN, кг/м<sup>3</sup> – 0,0015;

Винесення розчину з трубчастої частини CU13, кг/м<sup>3</sup> – 0,01;

Концентрація розчину в промивній частині CPR, % – 60;

Розрахунок

Визначимо винесення розчину аміачної селітри з трубчастої частини, U13, кг/год:

$$U13 = (M20 - W20) \cdot T20 \cdot \frac{CU13}{1,29 \cdot 273}$$

$$U13 = (63935,96 - 115) \cdot 453 \cdot \frac{0,01}{1,29 \cdot 273} = 384,41$$

де M20 - витрата повітря на вході до апарату, кг/год;

W20 - витрата води в повітрі, кг/год;

T20 - температура повітря на вході, °K;

CU13 - винесення розчину з трубчастої частини випарного апарату, кг/м<sup>3</sup>;

1,29 - густина повітря при н.у., кг/м<sup>3</sup>.

Знаходимо винесення аміачної селітри з повітрям в розрахунку на суху речовину US, кг/год:

$$US = (M20 - W20) \cdot T23 \cdot \frac{CUS}{1,29 \cdot 273}$$

$$US = (30000 - 115) \cdot 373 \cdot \frac{0,003}{1,29 \cdot 273} = 94,96$$

де T23 - температура повітря на виході з випарного апарата, K;

CUS - винесення  $\text{NH}_4\text{NO}_3$  сухим повітрям, кг/м<sup>3</sup>.

Визначимо винесення аміаку UN, кг/год:

$$UN = \frac{US \cdot CUN}{CUS}$$

$$UN = \frac{94,96 \cdot 0,0015}{0,003} = 47,48$$

де CUN – винесення NH<sub>3</sub> сухим повітрям, кг/м<sup>3</sup>.

Витрата аміачної селітри (100%), з урахуванням усіх солей, MSZ, кг/год:

$$MSZ = MSZ1 + MSZ2 = M10 \cdot C10 / 100 + M10 \cdot 0.52 / 100$$

$$MSZ = 63935.96 \cdot 90.69 / 100 + 63935.96 \cdot 0.52 / 100 = 57983,52 + 332,5 = 58321.33,$$

де 0,52 – сума концентрацій сульфату і фосфату амонію<sub>3</sub> в розчині аміачної селітри на виході з нейтралізатору (таблиця 5.10);

M10 – витрата розчину аміачної селітри, що поступає, кг/год;

C10 - концентрація розчину, що поступає, %.

Витрата води з розчином аміачної селітри, кг/год:

$$M_{H_2O} = M10 - MSZ1 - MSZ2 - MN;$$

$$M_{H_2O} = 63935,96 - 57983,72 - 332,5 - 22,46 = 5597,48.$$

Витрата розчину аміачної селітри, що поступає в трубчасту частину M11, кг/год:

$$M11 = MSZ - US$$

$$M11 = 58321,33 - 94,96 = 58226,37$$

На тарілки промивної частини подається паровий конденсат в кількості, необхідному для утворення на тарілках 60% розчину аміачної селітри й охолодження пароповітряної суміші до 100-105 °С.

Витрату парового конденсату, який добавляють у верхню частину випарного апарату для промивки водяної пари, МРК, приймаємо 2% від витрат селітри на вході у випарний апарат, кг/год:

$$MPK = M10 \cdot 2 / 100 = 63935,96 \cdot 2 / 100 = 1280,17.$$

де  $M10$  – витрата розчину аміачної селітри, що поступає, кг/год.

Витрата азотної кислоти, що утворилася при розкладі амселітри, визначаємо через стехіометричну кількість аміаку. Її витрата у складі розчину аміачної селітри на виході МАК, кг/год:

$$MAK = (UN - MN) \cdot \frac{63}{17}$$

$$MAK = (47,48 - 22,46) \cdot \frac{63}{17} = 92,72$$

де 63 – молярна маса  $\text{HNO}_3$ , кг/м<sup>3</sup>;

17 – молярна маса  $\text{NH}_3$ , кг/м<sup>3</sup>;

$MN$  – витрата аміаку з розчином аміачної селітри, кг/год.

Витрата  $\text{NH}_4\text{NO}_3$  (100%) на виході з апарату,  $MS12$ , кг/год:

$$MS12 = M10 \cdot \frac{C10}{100} - MN - (UN - MN) \cdot \frac{80}{17} - US$$

$$\begin{aligned} MS12 &= 63935,96 \cdot \frac{90,96}{100} - 22,46 - (47,48 - 22,46) \cdot \frac{80}{17} - 94,96 = \\ &= 57748,37 \end{aligned}$$

де 80 - молярна маса  $\text{NH}_4\text{NO}_3$ .

Витрата розчину аміачної селітри (разом з фосфатами і сульфатами) на виході з апарату  $M12$ , кг/год:

$$M12 = (MS12 + MAK) \cdot \frac{100}{C12}$$

$$M12 = (57748,37 + 92,72) \cdot \frac{100}{99,7} = 58015,13$$

в цьому розчині міститься води,  $CW12$ , кг/год:

$$CW12 = M12 \cdot \left(1 - \frac{C12}{100}\right)$$

$$CW12 = 58015,13 \cdot \left(1 - \frac{99,7}{100}\right) = 174,05$$

Витрата випареної води, кг/год:

$$M_{O3} = M_{H2O} + W_{20} + M_{PK} - C_{w12};$$

$$M_{O3} = 5597,48 + 115 + 1280,17 - 174,05 = 6818,6.$$

Визначимо суму статей приходу матеріального балансу,  $AM_1$ , кг/год:

$$AM_1 = M_{10} + M_{20} + M_{PK}$$

$$AM_1 = 63935,96 + 30000 + 1280,17 = 95216,13$$

Визначимо суму статей витрати,  $AM_2$ , кг/год:

$$AM_2 = M_{12} + M_{20} - W_{20} + M_{O3} + U_S + U_N$$

$$AM_2 = 58254,92 + 30000 - 115 + 6818,63 + 94,96 + 47,48 = 95100,96.$$

Безповоротні втрати визначаються по різниці сум статей приходу та витрати  $U_Z$ , кг/год:

$$U_Z = AM_1 - AM_2$$

$$U_Z = 95216,13 - 95100,96 = 115,17.$$

Скоріше за все розмір втрат пов'язаний з урахуванням врахованої кількості азотної кислоти в складі плаву селітри.

У таблицях 5.13 та 5.14 наведені результати розрахунку матеріального балансу випарного апарату.

Таблиця 5.13 – Матеріальний баланс випарного апарату

Прихід	кг/год	%	Витрата	кг/год	%
1 Розчин селітри, в т.ч.:	M10		1 Розчин селітри, в т.ч.:	M12	
селітра	MSZ1		селітра	MS12	
фосфати і сульфати	MSZ2		фосфати і сульфати	MSZ2	
аміак	MN		азотна кислота	MAK	
вода	MH2O		вода	CW12	
2 Повітря, в т.ч.:	M20		2 Пароповітряна суміш, в т.ч.:		
сухе	M20-W20		селітра	US	
водяна пара	W20		сухе повітря	M20-W20	
3 Паровий конденсат	MPK		водяна пара	MO3	
			аміак	UN	
			3 Безповоротні втрати	UZ	
Сума	AM1		Сума	AM2+UZ	

Таблиця 5.14 – Матеріальний баланс випарного апарату, контрольний розрахунок в середовищі Excel.

Прихід	кг/год	%	Витрата	кг/год	%
1 Розчин селітри, в т.ч.:	63935,96	67,15	1 Розчин селітри, в т.ч.:	58254,92	60,93
селітра	57983,52	90,69	селітра	57748,37	99,13
фосфати і сульфати	332,5	0,52	фосфати і сульфати	332,5	0,57
аміак	22,46	0,04	азотна кислота	92,72	0,16
вода	5597,48	8,75	вода	174,05	0,30
2 Повітря	30000,00	31,51	2 Пароповітряна суміш, в т.ч.:	36846,04	38,70
в т.ч. сухе	29885,00	99,62	селітра	94,96	0,26
в т.ч. водяна пара	115,00	0,38	сухе повітря	29885	81,11
3 Паровий конденсат	1280,17	1,34	водяна пара	6818,6	18,51
			аміак	47,48	0,13
			3 Втрати	115,17	0,12
Сума	95216,13	100,0	Сума	95216,13	100

Сума концентрацій амселітри і солей у статті витрат дорівнює 99,7%, що відповідає вихідним даним.

Баланс по амселітрі: прихід 57983,52 кг/год;  
витрата  $57748,37 + 94,96 + 92,72 + (47,48 - 22,46) = 57961,07$  кг.  
де  $92,72 + (47,48 - 22,46)$  – утворені з амселітри при розкладанні азотна кислота і аміак.

Розбаланс складає 22,45 кг або 0,04%.

Баланс по воді: прихід  $5597,48 + 115 + 1280,17 = 6992,65$  кг.  
витрата  $174,11 + 6818,6 = 6992,71$ .

Тепловий розрахунок випарного апарату

Вихідні дані

Температура розчину  $\text{NH}_4\text{NO}_3$  на вході T10, К – 424;

Температура повітря на виході T23, К – 373;

Температура насиченої пари, що гріє T30, К – 464;

Температури пари T3 = 448 К (тиск 9,05 атм)

Температура плаву на виході T12, К – 456;

В трубчастій частині випарного апарату розчин упарюється за рахунок теплообміну та масообміну між розчином аміачної селітри та ненасиченим по воді гарячим повітрям під тиском, близьким до атмосферного. Розглядаючи трубку окремо, умовно розбиваємо її на дві зони по висоті.

Перша зона працює тільки на теплообмін (з випарюванням води) в рівноважній фазі. Тут розчин упарюється до 95%. Друга зона працює на масообмін при постійній температурі, рівній температурі розчину, що виходить з першої зони. В нижній частині розчин упарюється до концентрації 99,5-99,7%. Визначаємо теплове навантаження першої зони:

прихід теплоти з розчином аміачної селітри, Q1, кДж/год:

$Q1 = CP1 \cdot T1 \cdot M10$  (враховується весь розчин  $M10 = 63935,96$ );

$$Q1 = CP1 \cdot T1 \cdot MSZ$$

$$Q1 = 2,13 \cdot 151 \cdot 57983,52 = 18636033,96$$

де  $CP1$  - теплоємність розчину аміачної селітри, кДж/(кг·К), для температури розчину  $T1$ , С и концентрації  $C10$  %, має вигляд рівняння залежності:

$$CP1 = 3,88024 - 2,072502 \cdot 10^{-2} \cdot C10 + 8,463823 \cdot 10^{-4} \cdot T1$$

$$CP1 = 3,88024 - 2,072502 \cdot 10^{-2} \cdot 90,96 + 8,463823 \cdot 10^{-4} \cdot 151 = 2,13$$

$$T1 = T10 - 273$$

$$T1 = 425 - 273 = 151$$

де  $T10$  - температура розчину аміачної селітри на вході, °К.

Витрата теплоти з розчином  $NH_4NO_3$  (неповне упарювання),  $Q2$ , кДж/год:

$$Q2 = CP2 \cdot T2 \cdot (M11 - U13)$$

$$Q2 = 2,06 \cdot 175 \cdot (57888,56 - 384,41) = 20725013,34$$

Де  $CP2$  - теплоємність розчину аміачної селітри, кДж/(кг·К), для температури розчину  $T2=175$  °С та концентрації  $C=95\%$ , визначаємо з рівняння залежності описаної вище.

$$CP2 = 3,88024 - 2,072502 \cdot 10^{-2} \cdot C + 8,463823 \cdot 10^{-4} \cdot T2$$

$$CP2 = 3,88024 - 2,072502 \cdot 10^{-2} \cdot 95 + 8,463823 \cdot 10^{-4} \cdot 175 = 2,06$$

Витрата теплоти з випареною водою,  $Q3$ , кДж/год:

$$Q3 = ((M10 - MSZ - MN) - U13 \cdot \left(1 - \frac{C10}{100}\right) - M11 \cdot \left(\frac{100}{95} - 1\right)) \cdot IG$$

$$Q3 = \left( (63935,96 - 58321,33 - 22,46) - 384,41 \cdot \left(1 - \frac{90,69}{100}\right) - 57888,56 \cdot \left(\frac{100}{95} - 1\right) \right) \cdot 2773,58 = 7897555,096$$

де  $IG$  - ентальпія насиченої водяної пари, кДж/(кг·К), для температури пари  $T3 = 448$  К має вигляд рівняння залежності:

$$IG1 = -1512,1872 + 32,937871 \cdot T3 - 0,10468419 \cdot T3^2$$

$$IG1 = -1512,1872 + 32,937871 \cdot 448 - 0,10468419 \cdot 448^2 = -7766,56$$

$$IG = -7766,56 + 0,00016100904 \cdot T_3^3 - 0,000000097737066 \cdot T_3^4$$

$$IG = -7766,56 + 0,00016100904 \cdot 448^3 - 9,7737066 \cdot 10^{-8} \cdot 448^4 = 2773,58$$

Прихід теплоти з парою, яка гріє,  $Q_4$ , кДж/год, визначається як:

$$Q_4 = Q_2 + Q_3 - Q_1$$

$$Q_4 = 20725013,34 + 7897555,096 - 18636033,96 = 9986534,475$$

Витрата пари, яка гріє,  $G_1$ , кг/год: враховуються 5% втрати:

$$G_1 = \frac{Q_4}{R} \cdot 1,05$$

$$G_1 = \frac{9986534,475}{2018,07} \cdot 1,05 = 5195,98$$

де  $R$  – теплота пароутворення, кДж/кг; визначається на основі рівняння залежності теплоти пароутворення від температури пари,  $T_3$ , С, та має вигляд:

$$R_1 = 2724,5521 + 2,34244838 \cdot T_3 - 0,021339804 \cdot T_3^2$$

$$R_1 = 2724,5521 + 2,34244838 \cdot 448 - 0,021339804 \cdot 448^2 = -509,02$$

$$R = R_1 + 0,000046708222 \cdot T_3^3 - 0,00000004152466 \cdot T_3^4$$

$$R = -509,02 + 0,000046708222 \cdot 448^3 - 0,00000004152466 \cdot 448^4 = 2018,07$$

Тут  $R_1$  – ентальпія води за температури  $T_3$ , поліноміальна залежність від  $T_3$  – ентальпія водяної пари, кДж/кг. Їхня різниця – теплота фазового переходу.

Визначаємо теплове навантаження другої зони:

прихід теплоти с розчином аміачної селітри,  $Q_{11}$ , кДж/год:

$$Q_{11} = Q_2$$

$$Q_{11} = 20725013,34$$

Витрата теплоти с розчином  $\text{NH}_4\text{NO}_3$  концентрацією 99%,  $Q_{22}$ , кДж/год:

$$Q_{22} = MS_{12} \cdot CP_3 \cdot T_2$$

$$Q_{22} = 57770,83 \cdot 1,98 \cdot 175 = 19983015,3$$

$$CP_3 = 3,88024 - 2,072502 \cdot 10^{-2} \cdot C_{10} + 8,463823 \cdot 10^{-4} \cdot T_2$$



$$CP3 = 3,88024 - 2,072502 \cdot 10^{-2} \cdot 99 + 8,463823 \cdot 10^{-4} \cdot 175 = 1,98$$

де CP3 - теплоємність розчину аміачної селітри, кДж/(кг·К), для концентрації розчину 99% і температури T2, °C.

Витрата теплоти з випареною водою, Q33, кДж/год:

$$Q33 = M11 \cdot 100 \cdot \left( \frac{1}{95} - \frac{1}{99} \right) \cdot IG$$

$$Q33 = 58226,37 \cdot 100 \cdot \left( \frac{1}{95} - \frac{1}{99} \right) \cdot 2773,58 = 6828648,163$$

Прихід теплоти з парою, яка гріє, Q44, кДж/год:

$$Q44 = Q22 + Q33 - Q11$$

$$Q44 = 19983015,3 + 6828648,163 - 20725013,34 = 6086650,125$$

Витрата пари з урахуванням 5% втрат складе G11, кг/год:

$$G11 = \frac{Q44}{R} \cdot 1,05$$

$$G11 = \frac{6086650,125}{2018,07} \cdot 1,05 = 3166,87$$

Тепловий баланс випарного апарату наведено в таблицях 5.15 та 5.16.

Таблиця 5.15 – Тепловий баланс випарного апарату

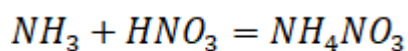
Прихід	кДж/год	%	Витрата	кДж/год	%
Перша зона					
Розчин селітри	Q1		Розчин селітри	Q2	
Гріюча пара	Q4		Вода	Q3	
Сума	Q1+Q4		Сума	Q2+Q3	
Друга зона					
Розчин селітри	Q2		Розчин селітри	Q22	
Гріюча пара	Q44		Вода	Q33	
Сума	Q2+Q44		Сума	Q22+Q33	

Таблиця 5.16 – Тепловий баланс випарного апарату, контрольний розрахунок

Прихід	кДж/год	%	Витрата	кДж/год	%
Перша зона					
Розчин селітри	18636034	65,11	Розчин селітри (95%)	20725013	72,41
Гріюча пара	9986534,5	34,89	Вода	7897555,1	27,59
Сума	28622568	100,00	Сума	28622568	100,00
Друга зона					
Розчин селітри (95%)	20725013	77,30	Розчин селітри (99%)	19983015	74,53
Гріюча пара	6086650,1	22,70	Вода	6828648,2	25,46
Сума	26811663	100,00	Сума	26811663	100,00

#### 5.4 Розрахунок гідрозатвору-донеїтралізатору

Гідрозатвор-донеїтралізатор призначений для нейтралізації надлишку нітратної кислоти, що поступає разом з розчином аміачної селітри з випарного апарату.



Метою розрахунку матеріального балансу гідрозатвору-донеїтралізатору є розрахунок кількості аміаку, необхідного для нейтралізації нітратної кислоти, що поступає в апарат разом з розчином аміачної селітри.

Кількість аміаку необхідного для нейтралізації надлишку кислоти, кг/год:

$$m(NH_3) = \frac{МАК \cdot M_{NH_3}}{M_{HNO_3}}$$

$$m(NH_3) = \frac{92,72 \cdot 17}{63} = 25,02$$

де МАК – вміст азотної кислоти в плаві, кг/год.

Кількість нітрату амонію, що утворюється, кг/год:

$$m(NH_4NO_3) = \frac{MAK \cdot M_{HNO_3}}{M_{NH_4NO_3}}$$

$$m(NH_4NO_3) = \frac{92,72 \cdot 80}{63} = 117,74$$

Загальна кількість селітри:

$$m(NH_4NO_3)_{\text{заг}} = MS12 + m(NH_4NO_3)$$

$$m(NH_4NO_3)_{\text{заг}} = 57748,37 + 117,74 = 57866,1$$

де  $m(NH_4NO_3)_H$  - вміст нітрату амонію в плаві, кг/год.

Для того, щоб плав виходив з апарату із вмістом аміаку  $0,35 \text{ г/дм}^3$ , необхідно додати аміак в кількості, кг/год:

$$m(NH_3)_{\text{доб}} = \frac{m(NH_4NO_3)_{\text{заг}} \cdot 0,35}{w(NH_4NO_3) \cdot \rho(NH_4NO_3)}$$

$$m(NH_3)_{\text{доб}} = \frac{57866,1 \cdot 0,35}{0,9953 \cdot 1436,89} = 14,16$$

де  $w(NH_4NO_3)$  – вміст аміачної селітри в плаві, дол.мас.;

$\rho(NH_4NO_3)$  - густина розчину аміачної селітри, г/л.

$$\rho = (-1,693226 + 0,05949733 \cdot am + 2,053525 \cdot 10^{-5} \cdot am^2 - 5,959334 \cdot 10^{-6} \cdot am^3 + 2,935421 \cdot 10^{-8} \cdot am^4) \cdot 10^3$$

$$\rho = (-1,693226 + 0,05949733 \cdot 99,53 + 2,053525 \cdot 10^{-5} \cdot 99,53^2 - 5,959334 \cdot 10^{-6} \cdot 99,53^3 + 2,935421 \cdot 10^{-8} \cdot 99,53^4) \cdot 10^3 = 1436,89$$

Загальна кількість аміаку, який вводять в апарат, кг/год:

$$m(NH_3)_{\text{заг}} = m(NH_3) + m(NH_3)_{\text{доб}}$$

$$m(NH_3)_{\text{заг}} = 25,02 + 14,16 = 39,18$$

Результати контрольного розрахунку гідрозатвору-донеїтралізатору наведені у таблицях 5.17 та 5.18.

Таблиця 5.17 – Матеріальний баланс гідрозатвору-донеїтралізатору

Прихід	кг/год	%	Витрата	кг/год	%
Амсел 99.5%	M12		Плав амсел.	$\Sigma$	
в т.ч. амсел.	MS12		в т.ч. амсел.	$m(\text{NH}_4\text{NO}_3)_{\text{об}}$	
в т.ч. вода.	CW12		в т.ч. вода	CW12	
в т.ч. к-та.	MAK		в т.ч. аміак	$m(\text{NH}_3)_{\text{доб}}$	
Аміак, газ	$m(\text{NH}_3)_{\text{заг}}$				
Сума	$\Sigma$		Сума	$\Sigma$	

Таблиця 5.18 – Матеріальний баланс гідрозатвору-донеїтралізатору

Прихід	кг/год	%	Витрата	кг/год	%
Плав амселітри	58015,13	99,93	Плав амселітри	58054,31	100
в т.ч. амселітра	57748,37	99,54	в т.ч. амселітра	57866,10	99,68
в т.ч. вода	174,05	0,30	в т.ч. вода	174,05	0,30
в т.ч. к-та	92,72	0,16	в т.ч. аміак	14,16	0,02
Аміак, газ	39,18	0,07			
Сума	58054,31	100,00	Сума	58054,31	100,00

### 5.5 Розрахунок підігрівача повітря випарного апарату

Вихідні дані:

Витрата повітря на підігрівання  $G$ , кг/год – 30000;

Температура повітря на вході  $t_{\text{п}}$ , °C – 0;

Температура повітря на виході  $t_{\text{к}}$ , °C – 180;

Тиск насиченої водяної пари, МПа – 1,2;

Температура насиченої водяної пари  $t_{\text{нас}}$ , °C – 190,7.

Середня різниця температур, яка входить в рівняння теплопередачі:

$$\Delta t_{\text{сер}} = \frac{\Delta t_{\text{б}} - \Delta t_{\text{м}}}{2,31 \cdot \lg \frac{\Delta t_{\text{б}}}{\Delta t_{\text{м}}}}$$

$$\Delta t_{\text{сер}} = \frac{190,7 - 10,7}{2,31 \cdot \lg \frac{190,7}{10,7}} = 62,29,$$

де  $\Delta t_{\text{б}}$  - більша різниця температур на кінцях теплообмінника, °C:

$$\Delta t_{\delta} = t_{\text{нас}} - t_{\text{п}} ,$$

$$\Delta t_{\delta} = 190,7 - 0 = 190,7 ,$$

$\Delta t_{\text{м}}$  - менша різниця температур на кінцях теплообмінника, °C:

$$\Delta t_{\text{м}} = t_{\text{нас}} - t_{\text{к}} ,$$

$$\Delta t_{\text{м}} = 190,7 - 180 = 10,7 .$$

Середня температура повітря, °C:

$$T_{\text{сер}} = t_{\text{нас}} - \Delta t_{\text{сер}} ,$$

$$T_{\text{сер}} = 190,7 - 62,29 = 128,41.$$

Кількість тепла, для підігріву повітря, кДж/год:

$$Q = G \cdot c \cdot (t_{\text{к}} - t_{\text{п}}) ,$$

$$Q = 30000 \cdot 1,01 \cdot (180 - 0) = 5473246,43 ,$$

де  $G$  – витрата повітря, яке підігрівають, кг/год;

$c$  – питома теплоємність повітря, кДж/(кг·K);

$t_{\text{к}}$  – кінцева температура повітря, 0C;

$t_{\text{п}}$  – початкова температура повітря, 0C

$$c = 0,2398 + 0,00001262 \cdot T_{\text{сер}} + 5,91 \cdot 10^{-9} \cdot T_{\text{сер}}^2 + 3,446 \cdot 10^{-10} \cdot T_{\text{сер}}^3$$

$$c = (0,2398 + 0,00001262 \cdot 128,41 + 5,91 \cdot 10^{-9} \cdot 128,41^2 + 3,446 \cdot 10^{-10} \cdot 128,41^3) \cdot 4,184 = 1,01$$

Кількість пари, для підігріву, кг/год:

$$G_{\text{п}} = \frac{Q}{\Gamma} ,$$

де  $\Gamma$  – скрита теплота пароутворення, кДж/кг.

$$\Gamma = 812,5103 - 4,086 \cdot t_{\text{нас}} + 0,0194 \cdot t_{\text{нас}}^2 - 0,00003847 \cdot t_{\text{нас}}^3$$

$$\Gamma = (812,5103 - 4,086 \cdot 190,7 + 0,0194 \cdot 190,7^2 - 0,00003847 \cdot 190,7^3) \cdot 4,184 = 1974,96,$$

де  $t_{\text{нас}}$  – температура насиченої водяної пари, °С.

Приймаємо величину тепловтрат 5%.

$$G_{\text{п}} = \frac{Q \cdot 1,05}{\Gamma},$$

$$G_{\text{п}} = \frac{5473246,43 \cdot 1,05}{1974,96} = 2909,88.$$

Для розрахунку необхідної поверхні теплообміну приймаємо горизонтальний кожухотрубний теплообмінник. Діаметр корпусу  $D=1400$  мм, зовнішній діаметр трубок  $d=25 \times 2$  мм, довжина трубок  $l=4000$  мм, кількість  $n=1545$ .

Рівняння теплопередачі:

$$Q = K \cdot F \cdot \Delta t_{\text{сер}},$$

де  $Q$  – витрата теплоти, що передається, Дж/с (Вт);

$$Q = 5473246,43 \text{ кДж/год} \approx 1520346 \text{ Дж/с};$$

$F$  - площа поверхні теплопередачі,  $\text{м}^2$ ;

$K$  – коефіцієнт теплопередачі,  $\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$ ;

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\sigma_{\text{ст}}}{\lambda_{\text{ст}}} + \sum r_{\text{ст}} + \frac{1}{\alpha_2}},$$

де  $\alpha_1, \alpha_2$  – коефіцієнти тепловіддачі для гарячого і холодного теплоносія,  $\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$ ;

$\delta_{\text{ст}}$  – товщина стінки, м;  $\delta_{\text{ст}} = 2 \text{ мм}/1000 = 0,002 \text{ м}$ ;

$\lambda_{\text{ст}}$  – коефіцієнт теплопровідності матеріалу стінки,  $\text{Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$ . Для сталі приймають  $40 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$ ;

$\sum r_{\text{ст}}$  – сума термічних опорів шарів забруднень з обох сторін стінки,  $(\text{м}^2 \cdot \text{К})/\text{Вт}$ .

При технічних розрахунках для водяної пари, яка конденсується можна приймати наближено  $\alpha_1 = 1000 \div 1200 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$ .

Коефіцієнт тепловіддачі для повітря,  $\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$ :

$$\alpha_2 = \frac{Nu \cdot \lambda}{d},$$

де  $Nu$  – Критерій Нуссельта, який характеризує інтенсивність переходу теплоти на границі потік-стінка;

$\lambda$  - коефіцієнт теплопровідності повітря,  $\text{Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$ ;

$d$  - внутрішній діаметр трубки, м.

Для  $Re > 10000$ :

$$Nu = 0,018 \cdot Re^{0,8}.$$

Критерій Рейнольдса:

$$Re = \frac{w \cdot d \cdot \rho}{\mu},$$

де  $w$  – лінійна швидкість повітря, м/с;

$\rho$  – густина повітря при температурі  $T_{\text{ср}}$ ,  $\text{кг}/\text{м}^3$ ;

$\mu$  – динамічний коефіцієнт в'язкості,  $\text{Па} \cdot \text{с}$ .

Лінійна швидкість повітря, м/с:

$$w = \frac{G}{0,785 \cdot \rho \cdot 3600 \cdot d^2 \cdot n},$$

$$w = \frac{30000}{0,785 \cdot 0,891 \cdot 3600 \cdot 0,024^2 \cdot 1545} = 17,49.$$

Критерій Рейнольдса:

$$Re = \frac{17,49 \cdot 0,021 \cdot 0,891}{22,9554} = 14253,33.$$

Критерій Нуссельта:

$$Nu = 0,018 \cdot 14253,33^{0,8} = 37,88.$$

Коефіцієнт тепловіддачі для повітря, Вт/(м<sup>2</sup>·К):

$$\alpha_2 = \frac{37,88 \cdot 0,0292}{0,021} = 52,67.$$

Приймаємо  $\Sigma r_{\text{ст}} = 0$  – сума термічних опорів шарів забруднень з обох сторін стінки, що відповідає стану апарату до вводу в експлуатацію. Негативний вплив забруднень буде враховано за рахунок запасу поверхні.

Тоді коефіцієнт теплопередачі, Вт/(м<sup>2</sup>·К):

$$K = \frac{1}{\frac{1}{1000} + \frac{0,002}{40} + \frac{1}{52,67}} = 49,91.$$

Поверхня теплообміну:

$$F' = \frac{Q}{K \cdot \Delta t_{\text{сеп}}},$$

$$F' = \frac{1520346}{49,91 \cdot 62,29} = 489,03.$$

Запас поверхні теплообміну, %:

$$\varepsilon = \frac{F - F'}{F},$$

$$\varepsilon = \frac{486 - 489,03}{486} \cdot 100 = -0,83.$$

де  $F$  - поверхня теплообміну стандартного теплообмінника, м<sup>2</sup>.

За результатами розрахунку, які наведені вище, обрано стандартний теплообмінник.

Діаметр теплообмінника  $D$ , мм – 1400;

Діаметр трубок (зовнішній)  $d$ , мм – 25×2;

Довжина трубок  $l$ , мм – 4000;

Кількість трубок  $n$  – 1545;

Поверхня стандартного теплообмінника  $F$ , м<sup>2</sup> – 486;

Розрахункова поверхня трубчатої частини  $F'$ , м<sup>2</sup> – 489,42;



Запас поверхні трубчастої частини  $\varepsilon$ , % - мінус 0,83;

Витрата сокової пари  $G_{\text{п}}$ , кг/год – 2909,88.

У зв'язку з тим що в підігрівачі повітря немає запасу поверхні, потрібно зробити перерахунок з витратою повітря на підігрівання  $G$ , кг/год, що дорівнює, наприклад, 25000. Дані розрахунки провести в середовищі MS Excel.

## 5.6 Розрахунок підігрівача азотної кислоти

Вихідні дані:

Концентрація  $\text{HNO}_3$ , що поступає на підігрів  $C$ , % - 58;

Витрата азотної кислоти  $r_1$ , кг/год – 77365,52

Температура кислоти на вході  $t_v$ , °C – 25;

Температура кислоти на виході  $t_w$ , °C – 90;

Тиск сокової пари з ВТН  $P_c$ , МПа – 1,05;

Температура сокової пари з ВТН  $t_{sp}$ , °C – 100,5.

Середня різниця температур (рушійна сила), яка входить в рівняння теплопередачі:

$$\Delta t_{\text{сер}} = \frac{\Delta t_{\delta} - \Delta t_{\text{м}}}{2.31 \cdot \lg \frac{\Delta t_{\delta}}{\Delta t_{\text{м}}}},$$

$$\Delta t_{\text{сер}} = \frac{75,5 - 10,5}{2.31 \cdot \lg \frac{75,5}{10,5}} = 32,84,$$

де  $\Delta t_{\delta}$  більша різниця температур на кінцях теплообмінника:

$$\Delta t_{\delta} = t_{sp} - t_v,$$

$$\Delta t_{\delta} = 100,5 - 25 = 75,5,$$

$\Delta t_{\text{м}}$  - менша різниця температур на кінцях теплообмінника:

$$\Delta t_{\text{м}} = t_{sp} - t_w,$$

$$\Delta t_m = 100,5 - 90 = 10,5.$$

Середньо логарифмічна температура кислоти, °С:

$$T_{\text{сер}} = \frac{90 - 25}{\ln \frac{90}{25}} = 50,74.$$

Кількість теплоти, для підігріву кислоти, кДж/год:

$$Q = G \cdot c \cdot (t_k - t_n)$$

$$Q = 77365,52 \cdot 2,77 \cdot (90 - 25) = 13929116,77$$

де  $G$  – витрата кислоти, яку підігрівають, кг/год;

$c$  – питома теплоємність кислоти, кДж/(кг·К);

$t_k$  – кінцева температура кислоти, 90°С;

$t_n$  – початкова температура кислоти, 25°С.

$$c = 0,6280998 + 0,0006050212 \cdot T_{\text{сер}} + 0,000001249668 \cdot T_{\text{сер}}^2,$$

$$c = (0,6280998 + 0,0006050212 \cdot 50,74 + 0,000001249668 \cdot 50,74^2) \cdot 4,184 = 2,77.$$

Кількість пари, що гріє, кг/год:

$$G_{\text{п}} = \frac{Q}{\Gamma},$$

де  $\Gamma$  – скрита теплота пароутворення, кДж/кг.

$$\Gamma = 812,5103 - 4,086 \cdot t_{\text{сп}} + 0,0194 \cdot t_{\text{сп}}^2 - 0,00003847 \cdot t_{\text{нас}}^3,$$

$$\Gamma = (812,5103 - 4,086 \cdot 100,5 + 0,0194 \cdot 100,5^2 - 0,00003847 \cdot 100,5^3) \cdot 4,184 = 2337,86.$$

де  $t_{\text{нас}}$  – температура насиченої водяної пари, °С.

$$G_{\text{п}} = \frac{Q \cdot 1,05}{\Gamma},$$

$$G_{\text{п}} = \frac{13929116,77 \cdot 1,05}{2337,86} = 6255,96.$$

У розрахунку витрати пари приймаємо величину теплових втрат 5%.

Для розрахунку необхідної поверхні теплообміну приймаємо горизонтальний кожухотрубний теплообмінник. Діаметр корпусу  $D=1400$  мм, зовнішній діаметр трубок  $d=25 \times 2$  мм, довжина трубок  $l=4000$  мм, кількість  $n=1545$ .

Рівняння теплопередачі:

$$Q = K \cdot F \cdot \Delta t_{\text{сер}},$$

де  $Q$  – витрата теплоти, що передається, Дж/с;

$$Q = 13929116,77 \text{ кДж/год} \approx 3872294 \text{ Дж/с (Вт)};$$

$F$  - площа поверхні теплопередачі,  $\text{м}^2$ ;

$K$  – коефіцієнт теплопередачі,  $\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$ ;

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_{\text{ст}}}{\lambda_{\text{ст}}} + \sum r_{\text{ст}} + \frac{1}{\alpha_2}},$$

де  $\alpha_1, \alpha_2$  – коефіцієнти тепловіддачі для гарячого і холодного теплоносія,  $\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$ ;

$\delta_{\text{ст}}$  – товщина стінки, м;  $\delta_{\text{ст}} = 2 \text{ мм}/1000 = 0,002 \text{ м}$ ;

$\lambda_{\text{ст}}$  – коефіцієнт теплопровідності матеріалу стінки,  $\text{Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$ . Для стали приймають  $40 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$ ;

$\sum r_{\text{ст}}$  – сума термічних опорів шарів забруднень з обох сторін стінки,  $(\text{м}^2 \cdot \text{К})/\text{Вт}$ .

При технічних розрахунках для водяної пари, яка конденсується можна приймати наближено  $\alpha_1 = 1000 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$ .

Коефіцієнт тепловіддачі для кислоти,  $\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$ :

$$\alpha_2 = \frac{Nu \cdot \lambda}{d},$$

де  $Nu$  – Критерій Нуссельта, який характеризує інтенсивність переходу теплоти на границі потік-стінка;

$\lambda$  - коефіцієнт теплопровідності кислоти, Вт/(м·К);

$d$  - внутрішній діаметр трубки, м.

Критерій Рейнольдса:

$$Re = \frac{w \cdot d \cdot \rho}{\mu},$$

де  $w$  – лінійна швидкість кислоти, м/с;

$\rho$  – густина повітря при температурі  $T_{cp}$ , кг/м<sup>3</sup>;

$\mu$  – динамічний коефіцієнт в'язкості, Па·с.

$$\rho = 1331,991 - 1,074351 \cdot t_v - 0,001262388 \cdot t_v^2 + 0,00000006883998 \cdot t_v^3,$$

$$\begin{aligned} \rho &= 1331,991 - 1,074351 \cdot 25 - 0,001262388 \cdot 25^2 + 0,00000006883998 \cdot 25^3 \\ &= 1304,34, \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \mu &= (2,778271 - 0,05348843 \cdot t_v + 0,0004616202 \cdot t_v^2 - 0,000001515086 \\ &\quad \cdot t_v^3, \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \mu &= (2,778271 - 0,05348843 \cdot 25 + 0,0004616202 \cdot 25^2 - 0,000001515086 \\ &\quad \cdot 25^3 = 0,0017. \end{aligned}$$

Лінійна швидкість кислоти, м/с:

$$w = \frac{G}{0.785 \cdot \rho \cdot 3600 \cdot d^2 \cdot n},$$

$$w = \frac{77365,52}{0.785 \cdot 1304,34 \cdot 3600 \cdot 0,021^2 \cdot 1545} = 0,031.$$

Критерій Рейнольдса:

$$Re = \frac{0,031 \cdot 0,021 \cdot 1304,34}{0,0017} = 1048,81.$$

Критерій Прандтля:

$$Pr = \frac{c \cdot \mu \cdot 3600}{\lambda},$$

$$Pr = \frac{0,67 \cdot 0,0017 \cdot 3600}{0,385} = 10,69.$$

Критерій Нуссельта:

$$Nu = 0,018 \cdot Pr^{0,43},$$

$$Nu = 0,018 \cdot 10,69^{0,43} = 88,63.$$

Коефіцієнт тепловіддачі для кислоти, Вт/(м<sup>2</sup>·К):

$$\alpha_2 = \frac{88,63 \cdot 0,985}{0,021} = 1176,09.$$

Приймаємо  $\Sigma r_{\text{ст}} = 0$  – сума термічних опорів шарів забруднень з обох сторін стінки, що відповідає стану апарату до вводу в експлуатацію. Негативний вплив забруднень буде враховано за рахунок запасу поверхні.

Тоді коефіцієнт теплопередачі, Вт/(м<sup>2</sup>·К):

$$K = \frac{1}{\frac{1}{1000} + \frac{0,002}{40} + \frac{1}{1176,09}} = 526,24.$$

Поверхня теплообміну:

$$F' = \frac{Q}{K \cdot \Delta t_{\text{сеп}}},$$

$$F' = \frac{3872294}{526,24 \cdot 32,84} = 224,05.$$

Запас поверхні теплообміну, %:

$$\varepsilon = \frac{F - F'}{F},$$

$$\varepsilon = \frac{485 - 224,05}{485} \cdot 100 = 53,80.$$

де  $F$  - поверхня теплообміну стандартного теплообмінника, м<sup>2</sup>.

За результатами розрахунку, які наведені вище, обрано стандартний теплообмінник.

Діаметр теплообмінника  $D$ , мм – 1400;

Діаметр трубок (зовнішній)  $d$ , мм –  $25 \times 2$ ;

Довжина трубок  $l$ , мм – 4000;

Кількість трубок  $n$  – 1545;

Поверхня стандартного теплообмінника  $F$ ,  $m^2$  – 485;

Розрахункова поверхня трубчастої частини  $F'$ ,  $m^2$  – 224,05;

Запас поверхні трубчастої частини  $\epsilon$ , % - 53,80 ;

Витрата сокової пари  $G_{\text{п}}$ , кг/год – 6255,96.

### 5.7 Розрахунок підігрівача аміаку

Вихідні дані:

Витрата аміаку  $g_1$ , кг/год – 12183,6;

Температура аміаку на вході  $t_v$ ,  $^{\circ}\text{C}$  – 25;

Температура аміаку на виході  $t_w$ ,  $^{\circ}\text{C}$  – 160;

Температура гарячого конденсату на вході підігрівача  $t$ ,  $^{\circ}\text{C}$  – 190;

Температура гарячого конденсату на виході підігрівача  $t$ ,  $^{\circ}\text{C}$  – 120.

Температурні умови процесу:

$$\begin{array}{ccc} 120 & \text{-----} & 190 \\ 25 & \text{-----} & 160 \\ t_{\text{max}} = 95 & & t_{\text{min}} = 30 \end{array}$$

Середня різниця температур, яка входить в рівняння теплопередачі:

$$\Delta t_{\text{сер}} = \frac{\Delta t_{\text{max}} - \Delta t_{\text{min}}}{2,31 \cdot \lg \frac{\Delta t_{\text{max}}}{\Delta t_{\text{min}}}},$$
$$\Delta t_{\text{сер}} = \frac{95 - 30}{2,31 \cdot \lg \frac{95}{30}} = 56,27 .$$

Кількість теплоти для підігріву аміаку, кДж/год:

$$Q = G \cdot c \cdot (t_k - t_n) ,$$

$$Q = 77365,52 \cdot 2,18 \cdot (160 - 25) = 3585633.$$

де  $G$  – витрата аміаку, що підігрівають, кг/год;

$c$  – питома теплоємність аміаку, кДж/(кг·К);

$c = 2,18$  кДж/(кг·К);

$t_k$  – кінцева температура аміаку, 160°C;

$t_n$  – початкова температура аміаку, 25°C.

Для розрахунку необхідної поверхні теплообміну приймаємо горизонтальний кожухотрубний теплообмінник. Діаметр корпусу  $D=1400$  мм, зовнішній діаметр трубок  $d=25 \times 2$  мм, довжина трубок  $l=4000$  мм, кількість  $n=1545$ .

Рівняння теплопередачі:

$$Q = K \cdot F \cdot \Delta t_{\text{сер}} ,$$

де  $Q$  – витрата теплоти, що передається, Дж/с;

$Q = 3585633$  кДж/год  $\approx 996806,1$  Дж/с (Вт);

$F$  - площа поверхні теплопередачі, м<sup>2</sup>;

$K$  – коефіцієнт теплопередачі, Вт/(м<sup>2</sup>·К);

Приймаємо  $K = 55$  Вт/(м<sup>2</sup>·К).

Поверхня теплообміну:

$$F' = \frac{Q}{K \cdot \Delta t_{\text{сер}}} ,$$

$$F' = \frac{996806,1}{55 \cdot 56,28} = 322,05 .$$

Запас поверхні теплообміну, %:

$$\varepsilon = \frac{F - F'}{F} ,$$

$$\varepsilon = \frac{485 - 322,05}{485} \cdot 100 = 33,59.$$

де F - поверхня теплообміну стандартного теплообмінника, м<sup>2</sup>.

За результатами розрахунку, які наведені вище, обрано стандартний теплообмінник.

Діаметр теплообмінника D, мм – 1400;

Діаметр трубок (зовнішній) d, мм – 25×2;

Довжина трубок l, мм – 4000;

Кількість трубок n – 1545;

Поверхня стандартного теплообмінника F, м<sup>2</sup> – 485;

Розрахункова поверхня трубчастої частини F', м<sup>2</sup> – 322,05;

Запас поверхні трубчастої частини ε, % - 33,59 .

#### 5.8 Розрахунок грануляційної башти

Мета розрахунку полягає у визначенні з теплового балансу витрати повітря для забезпечення роботи башти. Розрахунки надано на 1 т аміачної селітри.

Вихідні дані:

Температура повітря на вході до гранбашти tvh, °C – 30;

Температура повітря на виході з гранбашти tvuh, °C – 60;

Витрата плаву аміачної селітри G1, кг - 1015,21

Концентрація плаву аміачної селітри C, % - 98,5;

Витрата 100% аміачної селітри G11, кг – 1000;

Температура плаву, що поступає в башту C1, °C – 150;

Температура гранул, що виходять з башти tgr, °C – 80.

Прихід теплоти

Визначаємо теплоту, що виділяється при кристалізації. Тепловий ефект перетворення розтопленого нітрату амонію в кристалічну модифікацію, стабільну при 80 °C, дорівнює 133,88 кДж/кг селітри.



Звідси теплота кристалізації  $Q_1$ , кДж:

$$Q_1 = 138,88 \cdot G_{11}$$

$$Q_1 = 138,88 \cdot 1000 = 138880$$

Теплота, що вноситься з плавом, кДж:

$$Q_2 = Q_1 \cdot 1,758 \cdot C_1$$

$$Q_2 = 1015,2 \cdot 1,758 \cdot 150 = 267710,87$$

де 1,758 – теплоємність 98,5% плаву, що поступає в гранбашту, кДж/(кг·К).

З повітрям поступає теплоти  $Q_3$ , кДж:

$$Q_3 = V \cdot 1,260 \cdot t_{vh}$$

$$Q_3 = V \cdot 1,260 \cdot 30 = 37,8 \cdot V$$

В останньому рівнянні  $V$  – об'єм повітря, що поступає а грануляційну башту на 1000 кг 100% аміачної селітри при н.у., м<sup>3</sup>; 1,260 – теплоємність повітря, кДж/(м<sup>3</sup>·К)

Загальна кількість теплоти, що поступає в грануляційну башту, кДж:

$$Q_{pr} = Q_1 + Q_2 + Q_3$$

$$Q_{pr} = 138880 + 267710,87 + 37,8 \cdot V = 401590,87 + 37,8 \cdot V$$

Витрата теплоти

Уноситься з гранулами, кДж:

$$Q_4 = G_1 \cdot 1,785 \cdot t_{gr}$$

$$Q_4 = 1015,2 \cdot 1,785 \cdot 80 = 142779,13$$

Уноситься з повітрям, кДж:

$$Q_5 = V \cdot 1,260 \cdot t_{vuh}$$

$$Q_5 = V \cdot 1,260 \cdot 60 = 75,6 \cdot V$$

Загальна витрати теплоти, кДж:

$$Q_r = Q_4 + Q_5$$

$$Q_r = 142779,13 + 75,6 \cdot V$$

З рівняння теплового балансу  $Q_{pr} = Q_r$  знаходимо  $V$  - кількість повітря, яке необхідно подати в грануляційну башту,  $\text{м}^3$ :

$$V = \frac{401590,87 + 142779,13}{37,8} = 6846,87 \approx 7000$$

Тоді з повітрям вноситься, кДж:

$$Q_3 = 37,8 \cdot V = 258811,74$$

Уноситься, кДж:

$$Q_5 = 75,6 \cdot V = 517623,49$$

Результати розрахунку теплового балансу грануляційної башти наведені в таблицях 5.19 та 5.20.

Таблиця 5.19 – Тепловий баланс грануляційної башти

Прихід	МДж	%	Витрата	МДж	%
Кристалізація	Q1		З гранулами	Q4	
З плавом	Q2		З повітрям	Q5	
З повітрям	Q3				
Сума	Q <sub>pr</sub>		Сума	Q <sub>r</sub>	

Таблиця 5.20 – Тепловий баланс грануляційної башти, контрольний розрахунок

Прихід	МДж	%	Витрата	МДж	%
Кристалізація	133,88	20,27	З гранулами	142,78	21,62
З плавом	267,71	40,54	З повітрям	517,62	78,38
З повітрям	258,81	39,19			
Сума	660,40	100	Сума	660,40	100

З врахуванням годинної продуктивності за аміачною селітрою 56,8 т/год., витрата повітря складе:  $57,866 \cdot V = 56,8 \cdot 7000 = 397600 \text{ м}^3/\text{год.}$  або  $397600 \cdot 29/22,4 = 514750 \text{ кг/год.}$

З грануляційної башти забруднене повітря направляється у промивний скрубєр.

#### 5.9 Розрахунок промивного скрубєра

Промивний скрубєр призначений для очищення газів перед їх викидом в атмосферу вентилятором.

В промивний скрубєр направляють основну масу сокової пари, де змішують з повітрям з грануляційної башти, пароповітряною сумішшю з випарного апарату і промивають на тарілках скрубєра слабким розчином аміачної селітри.

З промивного скрубєра виходить очищена пароповітряна суміш, а також 20% розчин аміачної селітри, частина якого подається на другу тарілку сепараційної частини апарату ВТН. Для проведення коректного розрахунку необхідно параметри роботи скрубєру (с. 168 Справочник Азотчика, т. 2) і порівняти з наведеними нижче. До того ж витрата повітря має бути прийнята за розрахунками грануляційної башти.

Вихідні дані наведені в таблиці 5.21.

Таблиця 5.21 – Вихідні дані

Параметр	Значення	Ідентифікатор
1	2	3
1 Повітря з гранбашти, кг/год	414447,00	g1
в т.ч. повітря	412411,60	g11
в т.ч. водяна пара	1675,40	g12
в т.ч. аміачна селітра	346,00	g13
в т.ч. аміак	14,00	g14
Температура повітря	62,6	t1
2 Сокова пара з ВТН, кг/год	29233,13	g2
в т.ч. водяна пара	28984,86	g21
в т.ч. аміачна селітра	124,13	g22
в т.ч. азотна кислота	124,13	g23
Температура сокової пари, °C	100,5	t2
3 Пароповітряна суміш з випарного апарату, кг/год	37199,84	g3
в т.ч. сухе повітря	29885,00	g31
в т.ч. водяна пара	7172,40	g32
в т.ч. аміачна селітра	94,96	g33
в т.ч. аміак	47,48	g34
Температура пароповітряної суміші	100,0	t3
4 Циркулюючий розчин аміачної селітри, кг/год.	329150,20	g4
в т.ч. аміачна селітра	64622,60	g41
в т.ч. вода	258488,20	g42
в т.ч. азотна кислота	6039,40	g43

## Розрахунок

Загальна кількість аміаку, що поступає до скрубера A11, кг/год:

$$A11 = g14 + g34$$

$$A11 = 14 + 47,48 = 61,48$$

Зі скрубера разом з пароповітряною сумішю виноситься аміак в кількості  $AB=0,05$  г/кг сухого повітря, тобто у кг/год.:

$$A12 = \frac{0,05 \cdot (g11 + g31)}{1000}$$

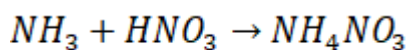
$$A12 = \frac{0,05 \cdot (412411,6 + 29885,00)}{1000} = 22,11$$

Тоді на тарілках скрубера нейтралізується аміаку A0, кг/год:

$$A0 = A11 - A12$$

$$A0 = 61,48 - 22,11 = 39,36$$

Для нейтралізації такої кількості аміаку необхідно кислоти АК1, кг/год:



$$AK1 = \frac{A0 \cdot M(HNO_3)}{M(NH_3)}$$

$$AK1 = \frac{39,36 \cdot 63}{17} = 145,88$$

Всього в скруббер поступає азотної кислоти АК2, кг/год:

$$AK2 = g23 + g43$$

$$AK2 = 124,13 + 6039,4 = 6163,53.$$

З промивного скрубера в збірник поступає кислоти АК3, кг/год:

$$AK3 = AK2 - AK1$$

$$AK3 = 6163,53 - 145,88 = 6017,65$$

Кількість селітри, яка поступає в промивний скруббер на зрошення, АС2, кг/год:

$$AC2 = g13 + g22 + g33 + g41$$

$$AC2 = 346 + 124,13 + 94,96 + 64622,60 = 65187,69$$

В результаті нейтралізації аміаку утворюється селітра АС1 кг/год:

$$AC1 = \frac{A0 \cdot M(NH_4NO_3)}{M(NH_3)}$$

$$AC1 = \frac{39,36 \cdot 80}{17} = 185,24$$

Загальна кількість сухого повітря зі скрубера СВ, кг/год:

$$CB = g11 + g31$$

$$CB = 412411,6 + 29885,00 = 442296,6$$

З повітрям зі скрубера летить аміачної селітри (залишкова концентрація 0,1809)  $A_c$ , кг/год:

$$A_c = \frac{CB \cdot 0,1809}{1000}$$

$$A_c = \frac{442296,6 \cdot 0,1809}{1000} = 80,01$$

Тоді з промивного скрубера витрата селітри в складі розчину,  $AC_3$ , кг/год:

$$AC_3 = AC_2 + AC_1 - A_c$$

$$AC_3 = 65187,69 + 185,24 - 80,01 = 65292,92$$

Загальна кількість водяної пари, яка поступає в скруббер,  $BP$ , кг/год:

$$BP = g_{12} + g_{21} + g_{32}$$

$$BP = 1675,4 + 28984,86 + 7172,4 = 37832,66$$

Вологовміст повітря після того, як воно змішалось в скрубері,  $d$  кг  $H_2O$ /кг сухого повітря:

$$d = \frac{BP}{CB}$$

$$d = \frac{37832,66}{442296,6} = 0,08554$$

Сума приходу  $G_p$ , кг/год:

$$G_p = g_1 + g_2 + g_3 + g_4$$

$$G_p = 414447 + 29233,13 + 37199,84 + 329150,2 = 810030,16$$

Для розрахунку температури пароповітряної суміші  $TSMR$ , °C, задаємо умовне значення температури  $TSM=60$  °C, тоді теплоємності повітря  $CPB$  та водяної пари  $CPP$ , кДж/(кг·K):

$$CPB = \frac{(6,685 + 0,00045 \cdot TSM)}{M(\text{повітря})} \cdot 4,19$$

$$CPB = \frac{(6,685 + 0,00045 \cdot 60)}{29} \cdot 4,19 = 0,9697$$

$$CPP = \frac{(8,05 + 0,0005 \cdot TSM)}{M(H_2O)} \cdot 4,19$$

$$CPP = \frac{(8,05 + 0,0005 \cdot 60)}{18} \cdot 4,19 = 1,88$$

Прихід теплоти (потоки з гранбашти, випарного апарату і апарату ВТН)  $Q_P$ , кДж/год:

$$Q_P = (g_{11} \cdot CPB + g_{12} \cdot CPP) \cdot t_1 + g_2 \cdot CPP \cdot t_2 + (g_{31} \cdot CPB + g_{32} \cdot CPP) \cdot T_3 \cdot 4,19$$

$$Q_P = (412411,6 \cdot 0,9697 + 28984,86 \cdot 1,88) \cdot 62,6 + 29233,14 \cdot 1,88 \cdot 100,5 + (29885 \cdot 0,9697 + 7172,4 \cdot 1,88) \cdot 100 \cdot 4,19 = 35006695,7$$

Тоді дійсна температура пароповітряної суміші становить, °С:

$$T_{SMR} = \frac{Q_P}{(g_{11} + g_{31}) \cdot CPB + (g_{12} + g_{21} + g_{32}) \cdot CPP}$$

$$T_{SMR} = \frac{35006695,7}{(41447 + 29885) \cdot 0,9697 + (1675,4 + 28984,86 + 7172,4) \cdot 1,88} = 70,0$$

Різниця між умовною та отриманою температурами:

$$\Delta = T_{SMR} - T_{SM}$$

$$\Delta = 70,137 - 60 = 10,13$$

Точність розрахунку має бути не менше ніж 0,1, отже необхідно підставляти розраховане значення  $T_{SMR}$  замість значення умовної температури до тих пір, поки точність не буде відповідати заданому значенню. В середовищі Excel це реалізується автоматично процедурою ітерації.

Для розрахунку температури розчину, що поступає на зрошення скрубера, задаємось температурою на верхній тарілці  $t_t = 55,5$  °С.

Тоді теплота, що вноситься з розчином (зазвичай 20%) аміачної селітри,  $Q_2$ , кДж/год:

$$Q_2 = g_4 \cdot CAC \cdot t_t = 329150,20 \cdot 3,51 \cdot 55,5 = 64120104,7$$

де  $g_4$  - витрата розведеного розчину  $NH_4NO_3$ , кг/год;

$CAC$  - теплоємність розведеного (20%) розчину  $NH_4NO_3$ , кДж/(кг·К) – апроксимована залежність теплоємності розчину

аміачної селітри від її концентрації  $C3$ , %, та температури  $tt$ , °C у вигляді рівняння:

$$CAC = 3,88024 - 2,072502 \cdot 10^{-2} \cdot C3 + 8,463823 \cdot 10^{-4} \cdot T3$$

$$CAC = 3,88024 - 2,072502 \cdot 10^{-2} \cdot 20 + 8,463823 \cdot 10^{-4} \cdot 55,5 = 3,51$$

Молярна частка води в розчині аміачної селітри  $X$  :

$$X = \frac{\left(\frac{w(H_2O)}{M(H_2O)}\right)}{\left(\frac{w(H_2O)}{M(H_2O)}\right) + \left(\frac{w(NH_4NO_3)}{M(NH_4NO_3)}\right)}$$

$$X = \frac{\left(\frac{0,8}{18}\right)}{\left(\frac{0,8}{18}\right) + \left(\frac{0,2}{80}\right)} = 0,95$$

Тиск насиченої водяної пари за даної температури  $Po$ , мм.рт.ст.:

$$Po = e^{\left(20,4897 - \frac{5156}{273 + tt}\right)}$$

$$Po = e^{\left(20,4897 - \frac{5156}{273 + 55,5}\right)} = 115$$

Тоді пружність водяної пари над 20%-вим розчином аміачної селітри в стані рівноваги  $P^*$ , мм.рт.ст.:

$$P^* = Po \cdot X$$

$$P^* = 115 \cdot 0,95 = 109$$

Частка води в парі, яка знаходиться в стані рівноваги з рідиною  $dn1$ , моль води/моль сухого повітря, або  $dn$ , кг води/кг сухого повітря :

$$dn1 = \frac{P^*}{P}$$

$$dn1 = \frac{109}{774,7} = 0,14$$

$$dn = dn1 \cdot \frac{M(H_2O)}{M(\text{повітря})}$$

$$dn = 0,14 \cdot \frac{18}{29} = 0,087$$



де  $\Pi$  – загальний тиск в апараті, мм.рт.ст.

Визначимо кількість води, яка випарюється в скрубєрі  $G_{isp}$ , кг/год:

$$G_{isp} = (dn - d) \cdot CB$$

$$G_{isp} = (0,087 - 0,08554) \cdot 442296,6 = 9561$$

Кількість води, що виходить з скрубєра разом з розчином  $G_{vih}$ , кг/год:

$$G_{vih} = g_{42} - G_{isp}$$

$$G_{vih} = 258488,2 - 9561 = 248927$$

Тоді  $Q_1$ :

$$Q_1 = (g_4 \cdot tt - AMKi \cdot tt) \cdot 0,8287 + CB \cdot CPB \cdot (TSMR - tt) + BP \cdot CPP \cdot (TSMR - tt)$$

де  $AMKi$  – кількість витраченого розчину аміачної селітри, кг/год.

$$AMKi = AC3 + AK3 + g_{42} - \left( \frac{e^{\left(20,4897 - \frac{5156}{273+tt}\right)} \cdot X}{\Pi} \cdot \frac{M(\text{води})}{M(\text{повітря})} - d \right) \cdot CB$$

$$AMKi = 65292,92 + 6017,65 + 258488,2 -$$

$$- \left( \frac{e^{\left(20,4897 - \frac{5156}{273+55,5}\right)} \cdot 0,95 \cdot \frac{18}{29}}{774,7} - 0,08554 \right) \cdot 442296,6 = 320305,44$$

$$Q_1 = (329150,2 \cdot 55,5 - 320308,44 \cdot 55,5) \cdot 0,8287 + 442296,6 \cdot 0,9697 \cdot (70,0 - 55,5) + 37832,66 \cdot 1,88 \cdot (70,0 - 55,5) = 8389138,58$$

Тоді частка води в парі  $dx$  за даної температури, кг води/кг сухого повітря:

$$dx = \frac{e^{\left(20,4897 - \frac{5156}{273+ttx}\right)} \cdot X}{\Pi} \cdot \frac{M(\text{води})}{M(\text{повітря})}$$

$$dx = \frac{e^{\left(20,4897 - \frac{5156}{273+55,815}\right)} \cdot 0,95 \cdot \frac{18}{29}}{774,7} = 0,09$$

Кількість води, що випарюється з розчину аміачної селітри  $G_x$ , кг/год:

$$G_x = (dx - d) \cdot CB$$

$$G_x = (0,09 - 0,08554) \cdot 442296,6 = 12668,74$$

Кількість води що виходить з апарату разом з розчином аміачної селітри  $GV$ , кг/год:

$$GV = G_{42} - G_x$$

$$GV = 258488,2 - 12668,74 = 245819,5$$

Витрата розчину 20 % аміачної селітри  $AC_4$ , кг/год:

$$AC_4 = AC_3 + AK_3 + GV$$

$$AC_4 = 65292,92 + 6017,65 + 245819,5 = 317197,7$$

Пароповітряна суміш, що викидається з апарату  $PS$ , кг/год:

$$PS = CB + CB \cdot dx + Ac + A_{12}$$

$$PS = 442296,6 + 442296,6 \cdot 0,09 + 80,01 + 22,11 = 442398,7$$

Сума витрати  $Gr$ , кг/год:

$$Gr = AC_4 + PS$$

$$Gr = 317197,7 + 442398,7 = 915776$$

Результати розрахунку матеріального балансу скрубера наведені у таблицях 5.22 та 5.23.

Таблиця 5.22 – Матеріальний баланс промивного скрубера

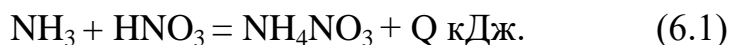
Прихід	кг/год	%	Витрата	кг/год	%
1 Повітря з гранбашти, в т.ч.:	g1		1 Пароповітряна суміш, в т.ч.:	PS	
повітря	g11		сухе повітря	CB	
водяна пара	g12		водяна пара	CB·dx	
аміачна селітра	g13		аміачна селітра	Ac	
аміак	g14		аміак	A12	
2 Сокова пара з ВТН, в т.ч.:	g2		2 Циркулююча аміачна селітра, в т.ч.:	AC4	
водяна пара	g21		аміачна селітра	AC3	
аміачна селітра	g22		вода	GV	
азотна кислота	g23		азотна кислота	AK3	
3 Пароповітряна суміш з випарного апарату, в т.ч.:	g3				
сухе повітря	g31				
водяна пара	g32				
аміачна селітра	g33				
аміак	g34				
4 Циркулююча аміачна селітра, в т.ч.:	g4				
аміачна селітра	g41				
вода	g42				
азотна кислота	g43				
Сума	Gp		Сума	Gr	

Таблиця 5.23 – матеріальний баланс промивного скрубера, контрольний розрахунок

Прихід	кг/год	%	Витрата	кг/год	%
1 Повітря з гранбашти, в т.ч.:	520186,9	56,80	1 Пароповітряна суміш, в т.ч.:	598578,26	65,36
повітря	517638	99,51	сухе повітря	547522,98	91,47
водяна пара	2102,86	0,40	водяна пара	50928,86	8,51
аміачна селітра	434,4	0,08	аміачна селітра	99,05	0,02
аміак	17,6	0,003	аміак	27,38	0,00
2 Сокова пара з ВТН, в т.ч.:	29233,13	3,19	2 Циркулююча аміачна селітра, в т.ч.:	317197,74	34,64
водяна пара	28984,86	99,15	аміачна селітра	65354,47	20,60
аміачна селітра	124,13	0,42	вода	245819,46	77,50
азотна кислота	124,13	0,424621	азотна кислота	6023,80	1,90
3 Пароповітряна суміш з випарного апарату, в т.ч.:	37199,84	4,06			
сухе повітря	29885	80,33			
водяна пара	7172,4	19,28			
аміачна селітра	94,96	0,25			
аміак	47,48	0,13			
4 Циркулююча аміачна селітра, в т.ч.:	329150,2	35,94			
аміачна селітра	64622,6	19,63			
вода	258488,2	78,53			
азотна кислота	6039,4	1,8348			
Сума	915770,1	100	Сума	915776	100

## 6 СПРОЩЕНИЙ РОЗРАХУНОК СТАДІЇ НЕЙТРАЛІЗАЦІЇ

Даний алгоритм передбачає розрахунок тільки реакційної зони апарату ВТН за реакцією (6.1) без врахування потоків, пов'язаних з сепараційною зоною.



### ВИХІДНІ ДАНІ

Концентрація азотної кислоти, %  $A_k$  – 58.

Концентрація аміаку, % – 100.

Втрати аміаку і азотної кислоти  $P$  – 1% або 0,01 мас. частки.

Розрахунок ведемо на  $G = 1000$  кг  $\text{NH}_4\text{NO}_3$  (загальний випадок  $G$  кг).

Концентрація одержуваного розчину  $\text{NH}_4\text{NO}_3$ , %  $C_c$  – 93 .

### РОЗРАХУНОК

Теоретична витрата реагентів, кг, згідно реакції (6.1):

$$100\% \text{ HNO}_3 \quad A1 = (63 \cdot G)/80 = (63 \cdot 1000)/80 = 787,5;$$

$$100\% \text{ NH}_3 \quad B1 = (17 \cdot G)/80 = (17 \cdot 1000)/80 = 212,5.$$

Масові частки  $\text{HNO}_3$  і  $\text{NH}_4\text{NO}_3$ :

$$A = A_k/100 = 58/100 = 0,58;$$

$$C = C_c/100 = 93/100 = 0,93.$$

Практична витрата, кг, з урахуванням втрат  $\text{HNO}_3$  та  $\text{NH}_3$  :

$$100\% \text{-вої } \text{HNO}_3 \quad A2 = A1 \cdot (1 + P) = 787,5 \cdot (1 + 0,01) = 795,37;$$

$$\text{неконцентрованої } \text{HNO}_3 \quad A3 = A2/A = 795,37/0,58 = 1371,74;$$

$$100\% \text{-вого } \text{NH}_3 \quad B2 = B1 \cdot (1 + P) = 212,5 \cdot (1 + 0,01) = 214,62.$$

Втрати, кг:

$$100\% \text{-вої } \text{HNO}_3 \quad P_a = A2 - A1 = 795,37 - 787,5 = 7,87;$$

$$100\% \text{-вого } \text{NH}_3 \quad P_b = B2 - B1 = 214,625 - 212,5 = 2,12.$$

Загальна кількість реагентів, що поступають в нейтралізатор, кг:

$$S = A3 + B2 = 1371,74 + 214,62 = 1585,96.$$

Витрата розчину  $\text{NH}_4\text{NO}_3$ , кг:  $C1=G/C=1000/0,93= 1073,05$ .

При нейтралізації випаровується води, кг:

$$V = S - (P_a + P_b + C1) = 1585,96 - (7,87 + 2,12 + 1073,05) = 502,91.$$

Результати матеріальних розрахунків зведено в таблицю 6.1.

Таблиця 6.1 – Матеріальний баланс стадії нейтралізації

Прихід	кг	%	Витрата	кг	%
Аміак	214,63	13,53	Розчин $\text{H}_4\text{NO}_3$ , в т.ч.	1073,05	67,66
			100% $\text{NH}_4\text{NO}_3$	1000,00	93,1
			$\text{H}_2\text{O}$	73,05	6,81
Азотна кислота	1371,34	86,47	Сокова пара	502,91	31,71
В тому числі:			Втрати:		
100% $\text{HNO}_3$	795,38	58,00	100% $\text{HNO}_3$	7,88	0,5
$\text{H}_2\text{O}$	575,96	42,00	$\text{NH}_3$	2,13	0,13
Всього	1585,96	100,00	Всього	1585,96	100,00

## РОЗРАХУНОК ТЕПЛОВОГО БАЛАНСУ НЕЙТРАЛІЗАТОРУ

### ВИХІДНІ ДАНІ

Початкові температури азотної кислоти  $t_1$ , °C: 80, аміаку  $t_2$ : 120.

Ентальпія водяної пари (тиск 117.68 кПа (1,2 кгс/см<sup>2</sup>), кДж/кг,  $i = 2684$ .

Температура насиченої водяної пари під тиском 117,68 кПа (1,2 кгс/см<sup>2</sup>),

$t_n=103$  °C, коефіцієнт температурної депресії  $\eta=1,03$ .

## ПОПЕРЕДНІ РОЗРАХУНКИ

Залежність теплоємності від температури  $t_1$  ( $^{\circ}\text{C}$ ) і концентрації азотної кислоти  $A_k$  (%мас.) – визначається наступним рівнянням,

кДж/(кг·К):

$$C_p \text{ HNO}_3 = 3,64656 - 1,775 \cdot 10^{-2} \cdot A_k + 3,445 \cdot 10^{-3} \cdot t_1, \text{ звідки}$$

$$C_p \text{ HNO}_3 = 3,64656 - 1,775 \cdot 10^{-2} \cdot 58 + 3,445 \cdot 10^{-3} \cdot 90 = 2,89.$$

Залежність теплоємності аміаку від температури  $t_2$  ( $^{\circ}\text{C}$ ) визначається наступним рівнянням, кДж/(кг·К):

$$C_p \text{ NH}_3 = (29,8 + 25,48 \cdot 10^{-3} \cdot (t_2 + 273) - 1,67 \cdot 10^{-5} / ((t_2 + 273)^2)) / 17, \text{ звідки}$$

$$C_p \text{ NH}_3 = (29,8 + 25,48 \cdot 10^{-3} \cdot (120 + 273) - 1,67 \cdot 10^{-5} / ((120 + 273)^2)) / 17 = 2,34.$$

Залежність теплоємності аміачної селітри від її концентрації  $C_c$  (%мас.) визначається наступним рівнянням, кДж/(кг·К):

$$C_p \text{ NH}_4\text{NO}_3 = 3,6019 - 9,9973 \cdot 10^{-3} \cdot C_c - 1,00018 \cdot 10^{-4} \cdot C_c^2, \text{ звідки}$$

$$C_p \text{ NH}_4\text{NO}_3 = 3,6019 - 9,9973 \cdot 10^{-3} \cdot 93 - 1,00018 \cdot 10^{-4} \cdot 93^2 = 1,8.$$

При атмосферному тиску температура кипіння розчину  $\text{NH}_4\text{NO}_3$  визначається в залежності від концентрації  $\text{NH}_4\text{NO}_3 - C_c$  (% мас.) за формулою:

$$t_{\text{кип}} = 191,6066 - 2,910 \cdot C_c + 2,7017 \cdot 10^{-2} \cdot C_c^2 = 191,6066 - 2,910 \cdot 93 + 2,7017 \cdot 10^{-2} \cdot 93^2 = 155,05 \text{ } ^{\circ}\text{C}, \text{ а температура кипіння води } t_v = 100^{\circ}\text{C}.$$

$$\text{Температурна депресія дорівнює, } ^{\circ}\text{C}: \Delta t = t_{\text{кип}} - t_v = 155,05 - 100 = 55,05^{\circ}\text{C}.$$

## ПРИХІД ТЕПЛОТИ

Теплота, що вноситься азотною кислотою, кДж:

$$Q_1 = A_3 \cdot C_p \text{ HNO}_3 \cdot t_1 = 1371,74 \cdot 2,89 \cdot 390 = 317344,75.$$

Теплота, що поступає з аміаком, кДж:

$$Q_2 = B_2 \cdot C_p \text{ NH}_3 \cdot t_2 = 214,63 \cdot 2,34 \cdot 120 = 60317,64.$$

При утворенні аміачної селітри в розчині згідно реакції (6.1) тепловий ефект реакції з достатньою для практичних цілей точністю можна визначити формулою, кДж/моль:

$$Q = 99.36942 - 0.3077 \cdot A_k + 8.297 \cdot 10^{-3} \cdot A_k^2 = \\ = 99.36942 - 0.3077 \cdot 58 + 8.297 \cdot 10^{-3} \cdot 58^2 = 109,46 \text{ або } 109,46 \cdot 10^3 \text{ кДж/кмоль,}$$

де  $A_k$  - концентрація азотної кислоти, % мас.

При нейтралізації виділяється, кДж:

$$Q_3 = Q \cdot 10^3 \cdot G / 80 = 109,46 \cdot 10^3 \cdot 1000 / 80 = 1367924,1.$$

Загальний прихід теплоти, кДж:

$$Q_{\text{прих}} = Q_1 + Q_2 + Q_3 = 317344,75 + 60317,64 + 1309086,5 = 1745586,49.$$

### ВИТРАТА ТЕПЛОТИ

Розчин аміачної селітри виносить, кДж:

$$Q_1' = C1 \cdot C_p \text{ NH}_4\text{NO}_3 \cdot t_{\text{кип}} = 1073,05 \cdot 1,8 \cdot 159,71 = 308503,47.$$

Температура кипіння розчину  $\text{NH}_4\text{NO}_3$  під тиском 117,68 кПа (1,2 кгс/см<sup>2</sup>):  $t_{\text{кип}} = t_{\text{п}} + \Delta t \cdot \eta = 103 + 55,05 \cdot 1,03 = 159,7 \text{ }^\circ\text{C}$

Теплота, що витрачається на випаровування води, кДж:

$$Q_2' = V \cdot i = 502,91 \cdot 2684 = 1349804,15.$$

Тепловтратами, обумовленими втратами  $\text{NH}_3$  і  $\text{HNO}_3$ , нехтуємо.

Отже, витрата теплоти (без тепловтрат), кДж:

$$Q_{\text{вит}}^* = Q_1' + Q_2' = 308503,47 + 1349804,15 = 1658307,62.$$

Тепловтрати визначають як різницю між приходом і витратою теплоти, кДж:

$$Q_{\text{в}} = Q_{\text{прих}} - Q_{\text{вит}}^* = Q_{\text{прих}} - Q_{\text{вит}}^* = 1745586,49 - 1658307,62 = 87278,87.$$

Витрати теплоти, кДж:

$$Q_{\text{вит}} = Q_{\text{вит}}^* + Q_{\text{в}} = 1658307,62 + 87278,87 = 1745586,49.$$

Результати теплових розрахунків зведемо в таблицю 6.2.



Втрати теплоти складають 5%, що підтверджує прийняту концентрацію розчину аміачної селітри  $C_c=93\%$ . Якщо втрати менше 2% або більше 5%, весь розрахунок треба повторити з новим значенням  $C_c$ .

Таблиця 6.2 – Тепловий баланс нейтралізації

Прихід	кДж	%	Витрата	кДж	%
Теплота кислоти	317344,75	18,18	Теплота розчину селітри	308503,47	17,67
Теплота аміаку	60317,64	3,46	Теплота випаровування води	1349804,15	77,33
Теплота реакції	1367924,1	78,36	Тепловтрати	87278,87	5
Усього	1745586,49	100,00	Усього	1745586,49	100,00

Відмітимо, що при спрощеному розрахунку, який не враховує потоки на вході і виході сепараційної зони, концентрація розчину аміачної селітри  $C_c$  більше, ніж розрахована за розширеним алгоритмом в підрозділі 5.1 (89%).

## СПИСОК РЕКОМЕНДОВАНОЇ ТА ВИКОРИСТАНОЇ ЛІТЕРАТУРИ

1. Чернышев, А.К. Аммиачная селитра: свойства, производство, применение (текст) / А.К. Чернышев, Б.В. Левин, А.В. Туголуков и др. – М.: ЗАО «Инфохим», 2009. – 544 с.
2. Мельников Е.Я. Технология неорганических веществ и минеральных удобрений / Е.Я. Мельников, В.П. Салтанова, А.М. Наумова, Ж.С. Блинова – М.: Химия, 1983. – 432 с.
3. Олевский В.М. Производство аммиачной селитры в агрегатах большой единичной мощности / Под ред. В. М. Олевского. – М.: Химия, 1990. – 286с.
4. Позин М.Е. Расчеты по технологии неорганических веществ: учеб. пособ. для высш. учеб. завед. / Под ред. М.Е. Позина. - Л.: Химия, 1977. – 493 с.
5. Лобойко О.Я. Методи розрахунків у технології неорганічних виробництв (т.1. Зв'язаний азот): підручник / О.Я. Лобойко, Л. Л.Товажнянський, І. О. Слабун та ін. – Х.: НТУ “ХПІ”, 2001. – 512 с.
6. Жаворонков Н.М. Справочник азотчика: В 2 ч. / Под ред. Н. М. Жаворонкова. - М.: Химия, 1987.- Ч. 2. – 464 с.

## Б. ВИРОБНИЦТВО КАРБАМІДУ

### ЗМІСТ

Загальні відомості.....	131
1 Хімізм і теоретичні основи синтезу карбаміду.....	133
СТРИПІНГ – ПРОЦЕС.....	138
2 Технологічна схема виробництва карбаміду.....	138
3 Розрахунок матеріальних балансів виробництва.....	142
3.1 Розрахунок матеріального балансу колони синтезу.....	142
3.2 Матеріальний розрахунок стрипер-апарату.....	147
3.3 Матеріальний розрахунок другої ступені дистиляції.....	151
4 Теплові розрахунки.....	154
4.1 Колона синтезу карбаміду.....	154
4.2 Стрипер-апарат.....	159
4.3 Ректифікаційна колона другої ступені дистиляції.....	163
5 Розрахунок розмірів колони синтезу карбаміду.....	166
ПРОЦЕС ПОДВІЙНОЇ РЕКТИФІКАЦІЇ.....	165
1 Технологічна схема виробництва карбаміду.....	168
2 Алгоритми розрахунків виробництва карбаміду .....	171
2.1 Матеріальний баланс колони синтезу.....	171
2.2 Матеріальний баланс відділення очищення CO <sub>2</sub> .....	174
2.3 Матеріальний баланс відділення дистиляції 1 ступені.....	176
2.4 Матеріальний баланс відділення дистиляції 2 ступені.....	178
2.5 Розрахунки відділення карбонатів амонію.....	180
3 Теплові розрахунки.....	183
3.1 Тепловий баланс відділення синтезу карбаміду.....	183
3.2 Тепловий баланс дистиляції 1 ступені.....	187
3.3 Тепловий баланс відділення дистиляції 2 ступені.....	189
4 Розрахунок розмірів колони.....	191
Список рекомендованої та використаної літератури.....	192

## ЗАГАЛЬНІ ВІДОМОСТІ

Карбамід є важливим продуктом основної хімічної промисловості. Його широко застосовують в сільському господарстві як концентроване мінеральне добриво, а також в тваринництві як білкову добавку до кормів.

Також карбамід використовують:

- у виробництві лаків, клеїв, полімерів, формальдегідів;
- у фармацевтичній, текстильній, нафтовій, паперовій області;
- у виробництві вибухових речовин.

Карбамід – висококонцентроване азотне добриво, де вміст азоту не менше 46%. Карбамід є одним із найменш гігроскопічних азотних добрив. Злежуваність карбаміду є набагато меншою, ніж, наприклад, нітрату амонію.

Карбамід (сечовина) є амідом карбамінової кислоти і представляє собою кристалічну речовину без кольору й запаху, кристалізується з розчинів у вигляді тонких голок або ромбічних призм. Має білий або жовтуватий колір.

Основні властивості:

Температура плавлення, °C:

а) при 0,1 МПа	132,7	б) при 300 МПа	150
----------------	-------	----------------	-----

Густина, т/м<sup>3</sup>:

а) при 0 °C	1,335
б) при 20 °C	1,330
с) при 132,7 °C (рідина)	1,225

Теплоємність, Дж/(моль·K):

а) при 25 °C	93,2
б) при 136 °C	127,8

Теплопровідність, Вт/(м·K):

а) кристалів	80,0
б) рідини при 135 °C	0,42

Таблиця 1.1 – Основні вимоги щодо готової продукції.

Найменування показника	Норма для марки				
	А		Б		
	Вищий сорт	1-й сорт	Вищий сорт	1-й сорт	2-й сорт
1 Масова частка азоту в перерахуванні на суху речовину, %, не менше	46,3	46,2	46,2	46,2	46,2
2 Масова частка біурету, %, не більше	0,6	1,4	1,4	1,4	1,4
3 Масова частка аміаку, %, не більше для карбаміду: кристалічного прильованого	0,01	0,01	---	---	---
	0,02	0,03	---	---	---
4 Масова частка води, %, не більше: метод висушування метод Фішера	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3
	0,6	0,6	0,5	0,5	0,6
5 Розсипчастість, %	---	---	100	100	100
6 Гранулометричний склад, %: масова частка гранул розміром, мм від 1 до 4, не менше від 2 до 4, не менше менше 1, не більше залишок на ситі 6 мм, не більше	---	---	---	---	---
	---	---	94	94	94
	---	---	70	50	---
	---	---	3	5	5
	---	---	---	---	---
7 Статична міцність гранул, МПа/гранулу (кгс/гранулу), не менше	---	---	0,07 (0,7)	0,05 (0,5)	0,03 (0,3)

Насипна щільність карбаміду (гранульованого), кг/м<sup>3</sup> 678-736.

При 120-130 °С карбамід сублімується без розкладання, при 160-190 °С з утворенням ціанату амонію. Карбамід гігроскопічний і добре розчиняється у воді. Карбамід повинен відповідати вимогам і нормам «Карбамід. Технічні умови ГОСТ 2081-92», який виготовляється для потреб народного господарства і для постачання на експорт.

## 1 Хімізм і теоретичні основи синтезу карбаміду

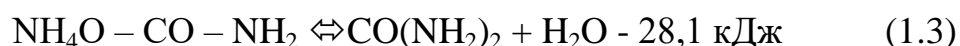
Сучасний метод отримання карбаміду базується на реакції А.Б. Базарова, яка відкрита їм в 1868 році:



Синтез здійснюється у дві стадії. Спочатку з оксиду вуглецю (IV) і аміаку отримують карбамат амонію:



Потім відбувається його дегідратація:



Ступінь перетворення оксиду вуглецю (IV) у карбамід залежить від температури, тиску, співвідношення компонентів реакції, тривалості процесу та деяких інших факторів.

Реакція утворення карбамату амонію (1.2) проходить швидко й практично до кінця. Реакція ж дегідратації карбамату амонію зворотна й визначає вихід карбаміду. Підвищення температури сприяє протіканню реакції дегідратації, проте при цьому може відбутись розкладання карбамату амонію.

Перетворення карбамату амонію в карбамід відбувається в рідкій фазі. Через це процес синтезу ведеться при високих значеннях температури й тиску. Зону температур і тиску, при яких карбамід перебуває в рідкій фазі, видно на діаграмі стану трифазної системи  $\text{NH}_4\text{CO}_2\text{NH}_2\text{-CO}(\text{NH}_2)_2\text{-(CO}_2\text{+NH}_3)$  (рис. 1.1) – чим вище тиск, тим ширше температурний інтервал існування рідкої фази. Ось чому тиск має бути більше 10 МПа.

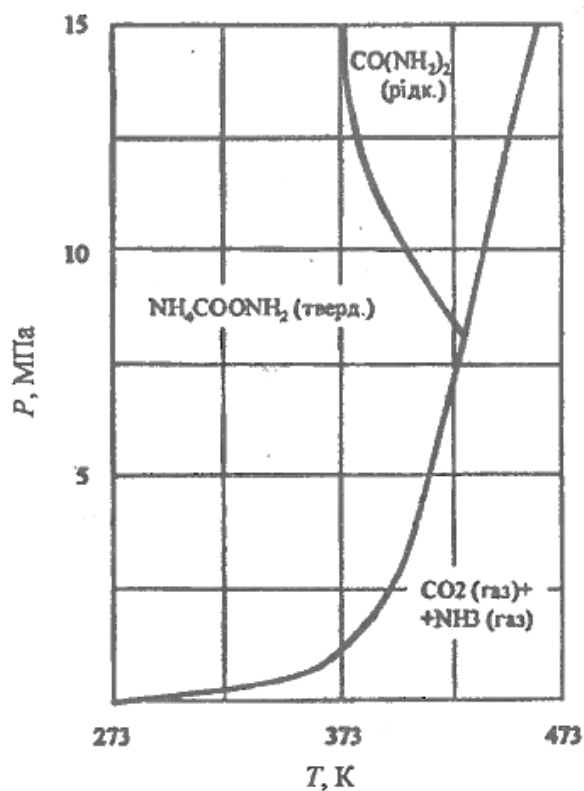
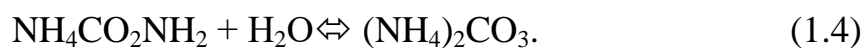


Рисунок 1.1 – Діаграма стану трифазної системи  
 $\text{NH}_4\text{CO}_2\text{NH}_2 - \text{CO}(\text{NH}_2)_2 - (\text{CO}_2 + \text{NH}_3)$ .

Великий вплив на вихід карбаміду має співвідношення компонентів реакції (табл. 1.2). При взаємодії аміаку з оксидом вуглецю (IV) у водному середовищі, крім карбамату амонію й карбаміду, отримується карбонат і гідрокарбонат амонію. У розчинах карбамат амонію також може перетворюватися в карбонат амонію:



Таблиця 1.2 - Вихід карбаміду по  $\text{CO}_2$  в залежності від температури, тиску й молярного співвідношення компонентів реакції

Тиск, МПа	Температура, К	Склад плаву, % (мас)				Співвідношення $\text{NH}_3:\text{CO}_2$	Рівноважний вихід $\text{CO}(\text{NH}_2)_2$ , %
		$\text{NH}_3$	$\text{CO}_2$	$\text{CO}(\text{NH}_2)_2$	$\text{H}_2\text{O}$		
18,5	460	24	19	41	16	2,5	60,5
20,9	460	33	14	40	13	2,7	63,7
25,8	460	41	10	36	13	4,3	73,1
31,1	460	47	8	32	13	5,3	74,3
24,8	470	26	18	40	16	2,6	62,3
24,8	470	32	14	39	9	3,3	69,8
32,0	470	49	9	32	10	5,3	71,8

Залежність виходу карбаміду від температури й тривалості нагрівання карбамату амонію приведено на рис. 1.2.



1 — 200; 2 — 180; 3 — 160; 4 — 140 °C

Рисунок 1.2 – Залежність виходу карбаміду із карбамату амонію від тривалості процесу та температури.

Швидкість утворення і вихід карбаміду тим більше, чим вище температура. Вище 180 °C криві виходів проходять через максимум — при подальшому збільшенні тривалості нагрівання реакційної маси ступінь конверсії карбамату в карбамід зменшується. Це пояснюється, по-перше, тим, що при підвищенні температури зростає не тільки швидкість перетворення карбамату амонію в карбамід, але і швидкість його розкладання на  $\text{NH}_3$  і  $\text{CO}_2$ , а, по-друге, посиленням ролі побічних реакцій.



Вода, яка виділяється в процесі синтезу карбаміду, знижує температуру плавлення карбамату амонію і служить автокаталізатором, значно збільшуючи швидкість реакцій. Але в міру накопичення в плаві декількох відсотків води, вона починає сповільнювати швидкість реакції утворення  $\text{CO}(\text{NH}_2)_2$ . Концентрація карбаміду в плаві теоретично становить 76,8 %.

Питому продуктивність реакційного об'єму колони синтезу  $q$  ( $\text{кг}/\text{м}^3 \cdot \text{г}$ ) можна підрахувати за рівняннями:

$$q = \frac{60}{44} \omega_{\text{CO}_2} \frac{1}{V_p} = 1,36 \frac{\omega_0}{1 - \varphi} \cdot \frac{X_{\text{CO}_2}}{S \cdot L}$$

де  $\omega_0$  - швидкість подачі суміші  $\text{NH}_3$  і  $\text{CO}_2$  у колону синтезу,  $\text{кг}/\text{год}$ ;

$V_p$  - реакційний об'єм,  $\text{м}^3$ ;

$\varphi$  - початкове співвідношення мас  $\text{NH}_3$  і  $\text{CO}_2$ ;

$X_{\text{CO}_2}$  - ступінь перетворення  $\text{CO}_2$  у карбамід, частка;

$S$  - поперечний переріз реактора,  $\text{м}^2$ ;

$L$  - довжина реакційного шляху, м.

Для повного використання  $\text{NH}_3$  і  $\text{CO}_2$  при виробництві карбаміду застосовують в основному циклічні схеми. Процес синтезу карбаміду складається із стадій синтезу і дегідратації утвореного карбамату амонію. Оскільки стадія дегідратації зворотна, то продукти реакції завжди містять карбамід, карбамат амонію, надлишковий аміак і воду.

Розкладання карбамату здійснюється дроселюванням і підігрівом плаву. При цьому карбамат амонію розкладається на вихідні речовини, які з надлишковим аміаком і водяною парою відганяються в газову фазу.

Для повернення надлишкового аміаку в цикл синтезу запропонована двоступенева дистиляція плаву з відгонкою на першій ступені до 80% надлишкового аміаку і розкладанням карбамату амонію на першій і другій ступені з поглинанням газоподібних аміаку і оксиду вуглецю (IV) водою.

Утворений розчин вуглеамонійних солей (ВАС) повертається в цикл синтезу.

Двоступінчата дистиляція і рецикл водного розчину ВАС лежать в основі існуючих в даний час процесів синтезу карбаміду з повним або частковим рециклом.

Серед схем з повним рециклом поширеною є схема, яка працює при тиску 22 МПа і температурі 473 К, співвідношення  $\text{NH}_3 : \text{CO}_2 : \text{H}_2\text{O} = 5:1:0,8$ . На першій ступені дистиляції при 1,4 МПа і 390 К відганяється до 84 % надлишкового аміаку. Недоліком цього способу є низький вихід продукції з одиниці реакційного об'єму, інтенсивна корозія внаслідок високих температур і тисків, високі експлуатаційні витрати.

Серед вдосконалених відмітимо спосіб "Стамікарбон" (Голландія), який відрізняється тим, що розчин ВАС, який повертається в цикл, одержують під тиском першої ступені дистиляції (1,5-2,5 МПа). Це дає можливість знизити вміст води в суміші і тим самим підвищити вихід продукту.

Спосіб "Монтекатіні" (Італія) відрізняється тим, що весь аміак конденсується разом з оксидом вуглецю (IV), утворюючи при цьому водно-аміачний розчин ВАС. Спосіб дає можливість частково використовувати теплоту, яка виділяється в абсорбері першої ступені, для розкладання карбамату в другій ступені, яка досягається підвищенням тиску у відділенні дистиляції першої ступені.

При синтезі карбаміду доцільно застосовувати молярні співвідношення  $\text{NH}_3:\text{CO}_2$  до 4-х (проти 2-х за стехіометричним рівнянням). Надлишок аміаку приводить до підвищення ступеня конверсії карбамату амонію завдяки зв'язуванню реакційної води та зниженню корозійної дії плаву. Інші параметри процесу визначають, виходячи з техніко-економічних показників виробництва (тиск 13-21 МПа, температура 433-

473 К). При зазначених умовах та часу синтезу 50-60 хв вихід карбаміду становить 54- 65%.

## **СТРИПІНГ – ПРОЦЕС**

### **2 Технологічна схема виробництва карбаміду**

Останнім часом застосовуються так звані «стрипінг-процеси», в основі яких лежить дисоціація карбамату амонію при тиску синтезу завдяки зниженню парціального тиску одного з продуктів розкладання. Це досягається продувкою реакційного плаву при нагріванні оксидом вуглецю (IV) або аміаком. При цьому дистиляцію плаву можна вести при відносно низькій температурі і зниженій ступені гідролізу карбаміду. «Стрипінг-процес» дозволяє спростити технологічну схему, зменшити кількість води, яка повертається у вузол синтезу, утилізувати теплоту конденсації і понизити енергетичні витрати. На принципі стрипінг-процесу сьогодні працюють установки великої одиничної потужності – 1000-1500 тонн/добу.

Початкові речовини – аміак і вуглекислий газ – надходять у виробництво з цеху синтезу аміаку і цеху очищення газів від  $\text{CO}_2$ , відповідно.

До вихідних речовин висуваються певні вимоги. Оксид вуглецю (IV) має містити не менше 98% об. чистої речовини, 1-4% вологи, вміст пальних речовин має складати не більше 0,5% об. Аміак застосовують категорії хімічно чистий (99,9%мас.).

На рисунку 2.1 наведено технологічну схему синтезу карбаміду з використанням стрипінг-процесу.

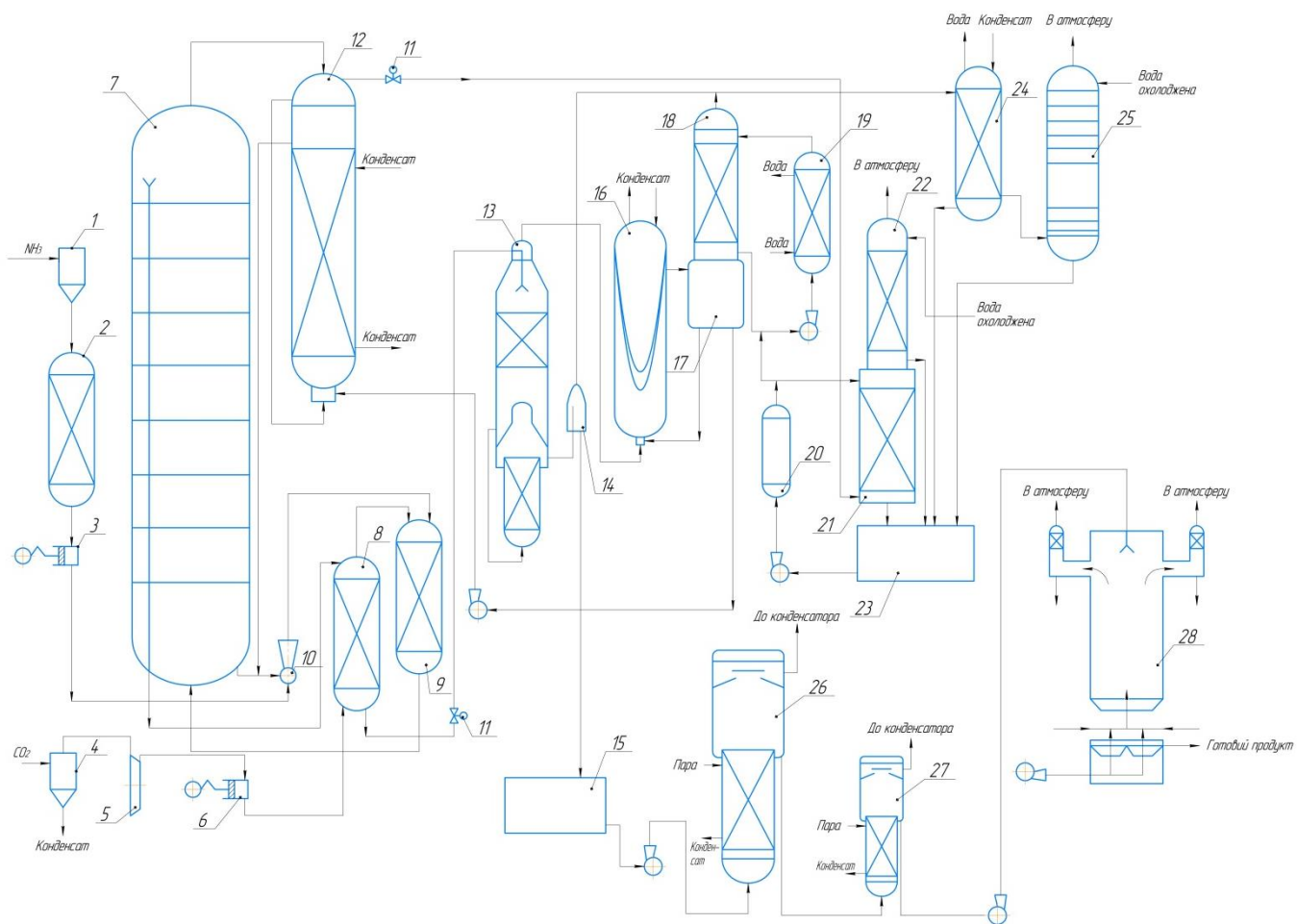


Рисунок 2.1 – Принципова технологічна схема виробництва карбаміду з використанням стріпінг-процесу.

Оксид вуглецю (IV) спочатку надходить сепаратор 4, де додатково очищається від крапель води, потім надходить на стиснення до 15 МПа в турбокомпресори 5 і поршневі компресори 6 (на схемі вказано по одному апарату). При цьому газ нагрівається до температури 90-135 °С. Потім оксид вуглецю (IV) проходить стріпер-апарат 8, конденсатор 9 і поступає в нижню частину колони синтезу карбаміду 7.

Аміак проходить фільтр 1, підігрівач аміаку 2, плунжерний насос 3 і потрапляє через ежектор 10 в конденсатор 9, звідки поступає в нижню частину колони синтезу карбаміду 7.

Синтез карбаміду здійснюється в контурі високого тиску при температурі 180-190 °С, молярному співвідношенні  $\text{NH}_3:\text{CO}_2 = (2,7-3,4) : 1$  і тиску 13,3-14,2 МПа. Апаратурне оформлення вузла: конденсатор високого тиску 9, колона синтезу 7, стрипер 8 і скруббер 12.

Колонна синтезу карбамату є порожнистим циліндровим апаратом з сферичним днищем, виготовленим з вуглецевої низьколегованої сталі. Реакційна маса поступає в колону через нижній штуцер і поступово рухається вгору до переливу; для кращого перемішування плавів в колоні є градчасті перегородки. Плав заходить у перелив і прямує через нижню частину апарату в стрипер 8. Він містить 30- 31% карбаміду, 21-22 % карбамату амонію, 33-34 % надмірного аміаку і 16-17 % води.

Гази  $\text{NH}_3$  і  $\text{CO}_2$ , які не прореагували, відводяться з колони синтезу в скруббер 12, де поглинаються розчином вуглеамонійних солей (ВАС). Газова фаза із сепаруючої частини скруббера дроселюється і відводиться в абсорбер 21, а розчин ВАС через ежектор 10 надходить в конденсатор 9.

Плав з колони синтезу 7 подається у вертикальну частину стрипера. Стрипер – вертикальний кожухотрубний теплообмінник плівкового типу. У верхній частині знаходиться розподільувач подачі реакційної суміші, в нижній – розподільувач вуглекислого газу. В трубному просторі відбувається розкладання карбамату і віддуглювання за допомогою вуглекислого газу продуктів розкладання:  $\text{CO}_2$  і  $\text{NH}_3$ . Необхідна теплота створюється за рахунок конденсації насиченої пари. Температура рідинної плівки за рахунок вуглекислого газу зменшується з 160 °С до 180 °С. Аміак і  $\text{CO}_2$  відводяться в конденсатор 9, а розчин карбаміду відправляється на ректифікацію.

Рідка фаза зі стрипера 8, що містить карбамід і карбамат, дроселюється до тиску 0,25-0,35 МПа й подається в колону ректифікації 13, яка складається з підігрівника (нижня частина), сепаратора і масообмінного апарату. Карбамід–карбаматний розчин надходить в колону

через верхній штуцер і стікає до низу по насадці. Протитоком через насадку знизу вгору рухається газова фаза, що виділилася при розкладанні карбамату амонію в підігрівачі. В шарах насадки відбувається масотеплообмін між потоками, що рухаються назустріч один одному.

Розчин карбамід—карбамат, пройшовши нижній шар насадки, потрапляє на «глуху» тарілку і по переливній лінії надходить в підігрівач, де підігрівається паром під тиском 0,3-0,4 МПа до 130-140 °С. У підігрівачі відбувається остаточне розкладання карбамату. Відокремлення утворених  $\text{NH}_3$ ,  $\text{CO}_2$  і пари води відбувається в сепараторі колони ректифікації і додатково – в вакуум-випаровувачі 14. Розчин карбаміду з температурою 90-100 °С і масовою часткою карбаміду не менше 64% відводиться в збірник 15 і потім направляється на випаровування.

Газова фаза з ректифікаційної колони поступає на конденсацію і уловлювання  $\text{NH}_3$  і  $\text{CO}_2$  відповідно в конденсаторі 16 і скрубєрі 18 і далі у вигляді вуглеамонійних солей повертається в скрубєр 12 відділення синтезу.

Процес випарювання розчину карбаміду здійснюється в 2 ступеня у випарювальних апаратах 26 і 27. На першому ступені випарювання розчин випарюється при температурі 152-130 °С і вакуумі 25-45 КПа, на другій – при температурі 135-140 °С і тиску 3,5 КПа. Плав з масовою часткою карбаміду 99,7% подається на грануляцію. З обігрівального напірного баку через фільтри він йде на статичні гранулятори і розбризкується всередині стволу башти. За час льоту з висоти 90-93 м до апарата охолодження з «киплячим шаром» краплі плаву карбаміду застигають в гранули, охолоджуються до температури не більше 50 °С і системою конвеєрів подаються на склад.

### 3 Розрахунок матеріального і теплового балансу виробництва

#### 3.1 Розрахунок матеріального балансу колони синтезу

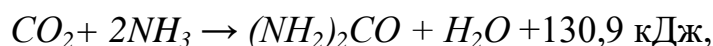
*Вихідні дані:*

Продуктивність установки (в розрахунку на 100 %-ний карбамід), т/рік	330000
Молярне співвідношення компонентів, які подаються в колону синтезу $\text{NH}_3:\text{CO}_2:\text{H}_2\text{O}$	3,4:1:0,5
Ступінь перетворення карбамату амонію в карбамід в колоні синтезу ( $t=45$ хв), частка	0,57

Розрахунок годинної продуктивності при 330 робочих днях на рік:

$$G = \frac{330000 \cdot 1000}{330 \cdot 24} = 41667 \text{ кг/год.}$$

Стехіометричні витрати  $\text{NH}_3$  и  $\text{CO}_2$  на 1 т готового продукту в відповідності з реакцією становить:



$$gst\text{NH}_3 = \frac{2 \cdot 17 \cdot 1000 \cdot 1,07}{60} = 606,3 \text{ кг NH}_3,$$

$$gst\text{CO}_2 = \frac{44 \cdot 1000 \cdot 1,07}{60} = 784,7 \text{ кг CO}_2,$$

де 17; 44; 60 - молярні маси відповідно  $\text{NH}_3$ ,  $\text{CO}_2$ ,  $(\text{NH}_2)_2\text{CO}$

1,07 - коефіцієнт, який враховує втрати карбаміду.

Практична витрата реагентів у циклі з врахуванням їх молярного співвідношення і ступеня перетворення карбамату в карбамід становить, кг/т:

$$m_{\text{NH}_3} = 1000 \cdot 1,07 \cdot \frac{17 \cdot 3,4}{60 \cdot 0,57} = 1808,4 ,$$

$$m_{\text{CO}_2} = 1000 \cdot 1,07 \cdot \frac{44 \cdot 1}{60 \cdot 0,57} = 1376,6 ,$$

$$m_{\text{H}_2\text{O}} = 1000 \cdot 1,07 \cdot \frac{18 \cdot 0,5}{60 \cdot 0,57} = 281,6 .$$

Маса  $\text{NH}_3$ ,  $\text{CO}_2$  и  $\text{H}_2\text{O}$ , які повертаються в цикл із розчином вуглеамонійних солей (ВАС), визначається наступним чином.

Позначимо масові частки (в %)  $\text{NH}_3$ ,  $\text{CO}_2$  и  $\text{H}_2\text{O}$  в вуглеамонійних солях відповідно  $\alpha$ ,  $\beta$ ,  $\gamma$ . Згідно із практичними даними  $\alpha = 30$  %. Так як  $\alpha + \beta + \gamma = 1$ , то  $\gamma = 0,7 - \beta$ .

Тоді склад розчину ВАС можна представити наступним чином:

$$m'_{\text{CO}_2} = 1070 \frac{44 \cdot (1 - \eta)}{60 \cdot \eta} + \frac{44 \cdot \Pi}{60}$$

де  $\eta = 0,57$  - ступінь перетворення карбамату в карбамід, частка;

$\Pi$  - втрата карбаміду при дистиляції й випарюванні за винятком необоротних втрат, частка:

$$\Pi = 0,05 + 0,01 - 0,005 = 0,055$$

$$m'_{\text{CO}_2} = 1070 \frac{44 \cdot (1 - 0,57)}{60 \cdot 0,57} + \frac{44 \cdot 0,055}{60} = 632,3 \text{ кг/т}$$

$$m'_{\text{NH}_3} = m'_{\text{CO}_2} \frac{\alpha}{\beta};$$

$$m'_{\text{H}_2\text{O}} = m'_{\text{CO}_2} \frac{\gamma}{\beta}.$$

Маса свіжого й зворотного аміаку без врахування того, що повертається з ВАС:

$$A_1 = m_{\text{NH}_3} - m'_{\text{NH}_3}.$$

Маса води, яка вводиться із свіжим і зворотнім  $\text{NH}_3$ , визначається з рівняння

$$B_1 = (m_{\text{NH}_3} - m'_{\text{NH}_3}) \frac{0,002}{1 - 0,002} = (m_{\text{NH}_3} - m'_{\text{CO}_2} \frac{\alpha}{\beta}) \frac{0,002}{1 - 0,002}$$

$$B_1 = (1808,4 - 632,2 \frac{0,3}{\beta}) \frac{0,002}{1 - 0,002} = 3,62 - 0,38 \frac{1}{\beta}$$

де 0,002 - вміст води в аміаку.

Крім того, масу води, яка вводиться із свіжим і зворотнім аміаком, можна визначити з рівняння:



$$B_1 = m_{H_2O} - m'_{H_2O} = m_{H_2O} - m'_{CO_2} \frac{\gamma}{\beta} = 281,6 - 632,3 \frac{\gamma}{\beta}.$$

Таким чином, можна записати:

$$281,6 - 632,2 \frac{0,7 - \beta}{\beta} = 3,62 - 0,38 \frac{1}{\beta}.$$

Звідки  $\beta = 0,4858$ ,  $\gamma = 0,7 - 0,4858 = 0,2142$ .

Визначимо масу  $NH_3$  і  $H_2O$ , які поступають з розчином ВАС:

$$m'_{NH_3} = 632,2 \frac{0,3}{0,4858} = 390,4 \text{ кг/т};$$

$$m_{H_2O} = 632,2 \frac{0,2142}{0,4858} = 278,7 \text{ кг/т}.$$

Всього повертається в цикл із розчином ВАС:

$$M_{BAC} = m'_{NH_3} + m'_{CO_2} + m'_{H_2O} = 390,4 + 632,2 + 278,75 = 1301,45 \text{ кг/т}.$$

Маса свіжого без врахування аміаку, який повертається з ВАС:

$$A_1 = m_{NH_3} - m'_{NH_3} = 1808,4 - 390,4 = 1418 \text{ кг/т}.$$

Маса води, яка вводиться із свіжим і зворотнім аміаком:

$$B_1 = 3,62 - 0,38 \frac{1}{\beta} = 3,62 - 0,38 \frac{1}{0,4858} = 2,842 \text{ кг/т}.$$

Загальна маса компонентів, в кг/т, які надходять у колонну синтезу:

$$m_{NH_3} = 1808,4; m_{CO_2} = 1376,6; m_{H_2O} = 281,6.$$

Маса свіжого оксиду вуглецю (IV)

$$M_{CO_2} = m_{CO_2} - m'_{CO_2} = 1376,6 - 632,2 = 744,4 \text{ кг/т}.$$

Об'єм інших газів, які вводяться з оксидом вуглецю (IV) (об'ємна частка 4%):

$$V_{in} = M_{CO_2} \frac{22,4}{44} \cdot \frac{4}{100 - 4}$$

де 44 - молекулярна маса оксиду вуглецю (IV);

$$V_{in} = 744,4 \frac{22,4}{44} \cdot \frac{4}{100 - 4} = 15,79 \text{ нм}^3/\text{т}.$$

Маса інших газів, які вводяться з  $CO_2$ :

$$m_{in}=15,79 \cdot 0,73 = 11,53 \text{ кг/т},$$

де 0,73 – маса 1 м<sup>3</sup> інших газів, кг/м<sup>3</sup>.

Утворюється карбамат амонію по реакції (1.2):

$$M_{к.а} = m_{CO_2} \cdot 78/44 = 1376,6 \cdot 78/44 = 2440,4 \text{ кг/т},$$

де 78 - молярна маса карбамату амонію; 44 - молярна маса оксиду вуглецю (IV).

На утворення карбамату амонію витрачається аміаку:

$$G_{NH_3} = M_{к.а.} \cdot \frac{2 \cdot 17}{78} = 2436,58 \cdot \frac{2 \cdot 17}{78} = 1063,7 \text{ кг/т},$$

де 17 - молекулярна маса аміаку.

Залишається непрореагованого аміаку:

$$G'_{NH_3} = m_{NH_3} - G_{NH_3} = 1808,4 - 1062,09 = 744,6 \text{ кг/т}.$$

Отримується карбамід з карбамату амонію:

$$G_{к} = M_{к.а} \cdot \frac{60}{78} \cdot 0,57 = 2436,58 \cdot \frac{60}{78} \cdot 0,57 = 1070,0 \text{ кг/т},$$

де 60 - молярна маса карбаміду;

0,57 - ступінь перетворення карбамату амонію в карбамід.

Маса непрореагованого карбамату амонію

$$G_{к.а.} = M_{к.а} \cdot \frac{100 - 57}{100} = 2436,58 \cdot \frac{100 - 57}{100} = 1049,4 \text{ кг/т},$$

При перетворенні карбамату амонію в карбамід виділяється води:

$$G'_{H_2O} = M_{к.а.} \cdot \frac{18}{78} \cdot \frac{57}{100} = 2436,58 \cdot \frac{18}{78} \cdot \frac{57}{100} = 321,0 \text{ кг/т},$$

де 18 - молярна маса води.

Всього води, яка виділилась в колоні синтезу:

$$G_{H_2O} = G'_{H_2O} + m_{H_2O} = 321 + 281,6 = 602,6 \text{ кг/т}$$

Маса NH<sub>4</sub>OH, що утворюється при взаємодії води з надлишковим аміаком:

$$G_{NH_4OH} = \frac{G_{H_2O} \cdot 35}{18} = \frac{602,1 \cdot 35}{18} = 1171,7 \text{ кг/т},$$

де 35 - молярна маса  $\text{NH}_4\text{OH}$ .

На утворення 1173,75 кг  $\text{NH}_4\text{OH}$  витрачено:

$$G_{\text{NH}_3}^{\text{надл}} = G_{\text{NH}_4\text{OH}} - G_{\text{H}_2\text{O}} = 1173,75 - 602,1 = 569,1 \text{ кг/т.}$$

Залишається вільного аміаку в газовій фазі:

$$G_{\text{NH}_3}^{\text{В}} = G'_{\text{NH}_3} - G_{\text{NH}_3}^{\text{надл}} = 744,6 - 569,1 = 175,5 \text{ кг/т.}$$

Таблиця 3.1 - Зведений матеріальний баланс колони синтезу карбаміду

Прихід				Витрата			
Компонент	г/т	кг/год		Компонент	кг/т	кг/год	%
$\text{NH}_3$	$A_1$			Карбамід	$G_{\text{к.а.}}$		
$\text{H}_2\text{O}$	$B_1$			Карбамат амонію	$G_{\text{к.а.}}$		
$\text{CO}_2$	$M_{\text{CO}_2}$			$\text{NH}_4\text{OH}$	$G_{\text{NH}_4\text{OH}}$		
Інші гази	$m_{\text{in}}$			Вільний $\text{NH}_3$	$G_{\text{NH}_3}^{\text{В}}$		
Розчин ВАС:	$M_{\text{ВАС}}$			Інші гази	$m_{\text{in}}$		
$\text{NH}_3$	$m'_{\text{NH}_3}$						
$\text{CO}_2$	$m'_{\text{CO}_2}$						
$\text{H}_2\text{O}$	$m'_{\text{H}_2\text{O}}$						
Всього				Всього			

Таблиця 3.1а - Зведений матеріальний баланс колони синтезу карбаміду (контрольний розрахунок)

Прихід				Витрата			
Компонент	кг/т	кг/год	%	Компонент	кг/т	кг/год	%
$\text{NH}_3$	1417,9	59080,4	40,80	Карбамід	1070,0	44583,3	30,76
$\text{H}_2\text{O}$	2,842	118,4	0,08	Карбамат амонію	1049,4	43723,0	30,17
$\text{CO}_2$	744,3	31013,9	21,40	$\text{NH}_4\text{OH}$	1171,7	48820,1	33,769
Інші гази	11,53	480,2	0,33	Вільний $\text{NH}_3$	175,5	7313,2	5,05
Розчин ВАС:				Інші гази	11,53	480,2	0,33
$\text{NH}_3$	390,4	16268,1	11,23				
$\text{CO}_2$	632,3	26344,8	18,18				
$\text{H}_2\text{O}$	278,7	11614,1	8,01				
Всього	3478,1	144919,8	100,00	Всього	3478,1	144919,8	100,0

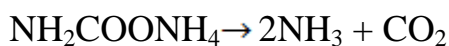
### 3.2 Матеріальний розрахунок стрипер-апарату

Вихідні дані

Карбамід	1068,3 кг/т
Карбамат амонію	1047,72 кг/т
Аміачна вода	1170,75 кг/т
Вільний аміак	177,65 кг/т
Інші гази	11,53 кг/т
Ступінь відгонки надлишкового аміаку	90%
Ступінь розкладання карбамату амонію	90%
Вміст пари на виході з стрипера	2,5%

Розрахунок ведемо на 1 тонну готового продукту.

Розкладається карбамат амонію за реакцією:



Згідно реакції, маса карбамату амонію, що прореагував:

$$G_{\text{NH}_2\text{COONH}_4} = \alpha \cdot G'_{\text{NH}_2\text{COONH}_4},$$

де  $\alpha$  – ступінь розкладання карбамату амонію, долі од.;

$G'_{\text{NH}_2\text{COONH}_4}$  – маса карбамату амонію, що виходить з колони синтезу,

кг/т.

$$G_{\text{NH}_2\text{COONH}_4} = 0,9 \cdot 1047,72 = 942,948 \frac{\text{кг}}{\text{т}}.$$

При розкладанні карбамату амонію виділяється:

а) аміаку

$$m_{\text{NH}_3} = G_{\text{NH}_2\text{COONH}_4} \frac{2 \cdot M_{\text{NH}_3}}{M_{\text{NH}_2\text{COONH}_4}} = 942,948 \cdot \frac{2 \cdot 17}{78} = 411,029 \frac{\text{кг}}{\text{т}},$$

де  $M_{\text{NH}_3}$  – молярна маса аміаку, г/моль;

$M_{\text{NH}_2\text{COONH}_4}$  – молярна маса карбамату амонію, г/моль.

б) оксиду вуглецю (IV)

$$m_{CO_2} = G_{NH_2COONH_4} \frac{M_{CO_2}}{M_{NH_2COONH_4}} = 942,948 \cdot \frac{44}{78} = 531,919 \frac{\text{кг}}{\text{т}},$$

де  $M_{CO_2}$  – молярна маса оксиду вуглецю (IV), г/моль.

Залишається карбамату амонію в рідкій фазі:

$$G_{NH_2COONH_4}^{\text{зал}} = G'_{NH_2COONH_4} - G_{NH_2COONH_4} = 1047,72 - 942,948 = 104,772 \frac{\text{кг}}{\text{т}}.$$

Маса аміаку в аміачній воді:

$$G_{NH_3}^{NH_4OH} = G_{NH_4OH} \cdot \frac{M_{NH_3}}{M_{NH_4OH}} = 1170,75 \cdot \frac{17}{35} = 568,65 \frac{\text{кг}}{\text{т}},$$

де  $M_{NH_4OH}$  – молярна маса аміачної води, г/моль,

$G_{NH_4OH}$  – маса аміачної води, що надходить з колони синтезу, кг/т.

Загальна маса аміаку в стріпер-апараті:

$$G'_{NH_3} = G_{NH_4OH}^{NH_3} + G_{NH_3}^{\text{вільн}} + m_{NH_3} = 568,65 + 177,65 + 411,029 = 1157,329 \frac{\text{кг}}{\text{т}},$$

де  $G_{NH_3}^{\text{вільн}}$  – маса вільного аміаку, що надходить з колони синтезу,

кг/т.

Відганяється надлишкового аміаку:

$$G_{NH_3}^{\text{надл}} = G'_{NH_3} \cdot \beta = 1157,329 \cdot 0,9 = 1041,596 \frac{\text{кг}}{\text{т}},$$

де  $\beta$  – ступінь відгонки надлишкового аміаку, долі од.

Залишок аміаку в рідкій фазі:

$$G_{NH_3}^{\text{зал}} = G'_{NH_3} - G_{NH_3}^{\text{надл}} = 1157,329 - 1041,596 = 115,733 \frac{\text{кг}}{\text{т}}.$$

Надходить свіжого оксиду вуглецю (IV):  $G_{CO_2}^{\text{свіж}} = 784,5 \frac{\text{кг}}{\text{т}}.$

Загальна маса оксиду вуглецю (IV) в стріпер-апараті, який відганяють:

$$G'_{CO_2} = G_{CO_2}^{\text{свіж}} + m_{CO_2} = 784,5 + 531,919 = 1316,419 \frac{\text{кг}}{\text{т}}.$$

Кількість водяної пари, що відганяється з газовою фазою:

$$G_{\text{пари}} = (G'_{CO_2} + G_{NH_3}^{\text{надл}} + G_{\text{ін.гази}}) \cdot \frac{2,5}{100 - 2,5} =$$

$$= (1316,419 + 1041,596 + 11,53) \cdot \frac{2,5}{100 - 2,5} = 60,758 \frac{\text{кг}}{\text{т}},$$

де  $G_{\text{ін.гази}}$  – маса інших газів, що надходять з колони синтезу, кг/т.

Загальна маса води в стрипер-апараті:

$$G'_{H_2O} = G_{NH_4OH} - G_{NH_3}^{NH_4OH} = 1170,75 - 568,65 = 602,1 \frac{\text{кг}}{\text{т}}.$$

Маса води, що залишається в рідкій фазі:

$$G_{H_2O} = G'_{H_2O} - G_{\text{пари}} = 602,1 - 60,758 = 541,342 \frac{\text{кг}}{\text{т}}.$$

Продуктивність установки (в розрахунку на 100 %-вий карбамід):

$$P = 330000 \frac{\text{т}}{\text{рік}}.$$

Розрахунок годинної продуктивності при 330 робочих днях на рік:

$$G = \frac{330000}{330 \cdot 24} = 41,667 \frac{\text{т}}{\text{год}}.$$

Годинна продуктивність по  $CO(NH_2)_2$ :

$$G_{CO(NH_2)_2} = m_{CO(NH_2)_2} \cdot G = 1068,3 \cdot 41,667 = 44512,856 \frac{\text{кг}}{\text{год}}.$$

Аналогічно обраховуємо для інших компонентів.

Матеріальний баланс мтрипера апарату наведено в таблиці 3.2.

Таблиця 3.2 – Матеріальний баланс стрипер-апарату

Прихід				Витрата			
Компонент	кг/т	кг/год	%	Компонент	кг/т	кг/год	%
$G_{CO(NH_2)_2}$	1068,3	44512,856	25,07	На ректифікацію, в т.ч.:			
$G'_{NH_2COONH_4}$	1047,72	43655,349	24,59	$G_{CO(NH_2)_2}$	1068,3	44512,86	25,07
$G_{NH_4OH}$	1170,75	48781,64	27,48	$G_{NH_2COONH_4}^{зал}$	104,772	4365,535	2,46
$G_{NH_3}^{вільн}$	177,65	7402,143	4,17	$G_{NH_3}^{зал}$	115,733	4822,241	2,72
$G_{CO_2}^{свіж}$	784,5	32687,762	18,41	$G_{H_2O}$	541,342	22556,12	12,71
$G_{ін.гази}$	11,53	480,421	0,27	Гази, що відганяються, в т.ч.:			
				$G_{NH_3}^{надл}$	1041,596	43400,17	24,45
				$G'_{CO_2}$	1316,419	54851,25	30,9
				$G_{пари}$	60,758	2531,586	1,43
				$G_{ін.гази}$	11,53	480,421	0,27
Всього	4260,45	177520,17	100	Всього	4260,45	177520,17	100

### 3.3 Матеріальний розрахунок другої ступені дистиляції

Вихідні дані:

Тиск	300000 Па
Втрати карбаміду (від маси готового продукту)	5 %
Вміст водяної пари в газовій фазі, що виходить із ректифікаційної колони (від об'єму сухих газів)	30 %

Склад плаву, що надходить на ректифікацію, прийнятий згідно з матеріальним розрахунком стрипер-апарата. Для розрахунку приймається,

що розкладання карбамату амонію, відгонка  $\text{NH}_3$  і  $\text{CO}_2$  з плаву будуть повними.

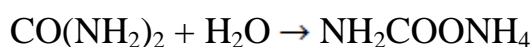
Маса карбаміду, що розклався при дистиляції:

$$G'_{\text{CO}(\text{NH}_2)_2} = 1068,3 \cdot 0,05 = 53,415 \frac{\text{кг}}{\text{т}}.$$

Залишається карбаміду в плаві:

$$G_{\text{CO}(\text{NH}_2)_2} = m_{\text{CO}(\text{NH}_2)_2} - G'_{\text{CO}(\text{NH}_2)_2} = 1068,3 - 53,415 = 1014,885 \frac{\text{кг}}{\text{т}}.$$

При цьому за реакцією:



утворюється карбамату амонію:

$$G_{\text{NH}_2\text{COONH}_4} = \frac{G'_{\text{CO}(\text{NH}_2)_2} \cdot M_{\text{NH}_2\text{COONH}_4}}{M_{\text{CO}(\text{NH}_2)_2}} = \frac{53,415 \cdot 78}{60} = 69,439 \frac{\text{кг}}{\text{т}},$$

де  $M_{\text{CO}(\text{NH}_2)_2}$  – молярна маса карбаміду, г/моль.

В ході реакції витрачається води:

$$G_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{G'_{\text{CO}(\text{NH}_2)_2} \cdot M_{\text{H}_2\text{O}}}{M_{\text{CO}(\text{NH}_2)_2}} = \frac{53,415 \cdot 18}{60} = 16,025 \frac{\text{кг}}{\text{т}},$$

де  $M_{\text{H}_2\text{O}}$  – молярна маса води, г/моль.

Отже, кількість карбамату амонію в ректифікаційній колоні:

$$G'_{\text{NH}_2\text{COONH}_4} = G_{\text{NH}_2\text{COONH}_4} + m_{\text{NH}_2\text{COONH}_4} = 69,439 + 104,772 = 174,212 \frac{\text{кг}}{\text{т}},$$

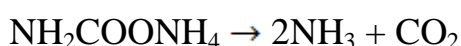
де  $m_{\text{NH}_2\text{COONH}_4}$  – маса карбамату амонію, що прийшла з стріпер-апарату.

Кількість води в ректифікаційній колоні:

$$G'_{\text{H}_2\text{O}} = m_{\text{H}_2\text{O}} - G_{\text{H}_2\text{O}} = 541,342 - 16,025 = 525,318 \frac{\text{кг}}{\text{т}},$$

де  $m_{\text{H}_2\text{O}}$  – маса води, що прийшла з стріпер-апарату.

Карбамат амонію розкладається за реакцією:





Згідно реакції, утворюється:

а) аміаку

$$G_{NH_3} = G'_{NH_2COONH_4} \frac{2 \cdot M_{NH_3}}{M_{NH_2COONH_4}} = 174,212 \cdot \frac{2 \cdot 17}{78} = 75,938 \frac{\text{кг}}{\text{т}},$$

де  $M_{NH_3}$  – молярна маса аміаку, г/моль;

$M_{NH_2COONH_4}$  – молярна маса карбамату амонію, г/моль.

б) оксиду вуглецю (IV)

$$G_{CO_2} = G'_{NH_2COONH_4} \frac{M_{CO_2}}{M_{NH_2COONH_4}} = 174,212 \cdot \frac{44}{78} = 98,273 \frac{\text{кг}}{\text{т}},$$

де  $M_{CO_2}$  – молярна маса оксиду вуглецю (IV), г/моль.

Загальна маса аміаку, що відганяється:

$$G'_{NH_3} = G_{NH_3} + m_{NH_3} = 75,938 + 115,733 = 191,671 \frac{\text{кг}}{\text{т}},$$

де  $m_{NH_3}$  – маса аміаку, що прийшла з стріпер-апарату.

Загальна маса оксиду вуглецю (IV), що відганяється:

$$G'_{CO_2} = G_{CO_2} = 98,273 \frac{\text{кг}}{\text{т}}.$$

Визначаємо масу води у відгоні. Спочатку обрахуємо об'єм сухих газів з рівняння стану ідеальних газів:

$$\frac{P_0 V_0}{T_0} = \frac{PV}{T}$$

Середня температура відігнаних газів  $T=383$  К. За нормальних умов  $T_0 = 273$  К і  $P_0 = 101325$  Па.

Обрахуємо об'єм аміаку за даних умов:

$$V_{NH_3} = \frac{TP_0 V_0}{PT_0} = \frac{TP_0 \frac{G_{NH_3} \cdot V_m}{M_{NH_3}}}{PT_0} = \frac{383 \cdot 101325 \cdot \frac{75,938 \cdot 22,4}{17}}{300000 \cdot 273} = 119,671 \text{ м}^3/\text{т},$$

де  $V_m$  – молярний об'єм ідеального газу, м<sup>3</sup>/кмоль.

Обрахуємо об'єм аміаку за даних умов:

$$V_{CO_2} = \frac{TP_0 V_0}{PT_0} = \frac{TP_0 \frac{G_{CO_2} \cdot V_m}{M_{CO_2}}}{PT_0} = \frac{383 \cdot 101325 \cdot \frac{98,273 \cdot 22,4}{44}}{300000 \cdot 273} = 23,706 \frac{M^3}{T}.$$

Об'єм пари води в газах, що залишають колону:

$$V_{H_2O} = (V_{CO_2} + V_{NH_3}) \cdot \gamma = (23,706 + 119,671) \cdot 0,3 = 43,013 \frac{M^3}{T},$$

де  $\gamma$  – вміст водяної пари в газовій фазі, що виходить із ректифікаційної колони, долі од.

Приводимо об'єм води до нормальних умов:

$$V_{H_2O}^0 = \frac{T_0 P V_{H_2O}}{P_0 T} = \frac{273 \cdot 300000 \cdot 43,013}{101325 \cdot 383} = 90,775 \frac{M^3}{T}.$$

Маса води у відгоні:

$$G_{\text{пари}} = \frac{V_{H_2O}^0}{V_m} \cdot M_{H_2O} = \frac{90,775}{22,4} \cdot 18 = 72,945 \frac{KГ}{T}.$$

Залишок води в плаві:

$$G_{H_2O} = G'_{H_2O} - G_{\text{пари}} = 525,318 - 72,945 = 452,373 \frac{KГ}{T}.$$

Матеріальний баланс ректифікаційної колони наведено в таблиці 3.3.

Таблиця 3.3 – Матеріальний баланс ректифікаційної колони

Прихід				Витрата			
Компонент	кг/т	кг/год	%	Компонент	кг/т	кг/год	%
$m_{CO(NH_2)_2}$	1068,3	44512,85	58,37	Плав карбаміду, в т.ч.:			
$m_{NH_2COONH_4}$	104,772	4365,54	5,72	$G_{CO(NH_2)_2}$	1014,885	42287,21	55,45
$m_{H_2O}$	541,342	22556,11	29,58	$G_{H_2O}$	452,373	18849,04	24,72
$m_{NH_3}$	115,733	4822,24	6,32	Гази, що відганяються, в т.ч.:			
				$G'_{NH_3}$	191,671	7986,364	10,47
				$G_{CO_2}$	98,273	4094,748,	5,37
				$G_{\text{пари}}$	72,945	3039,382	3,99
Всього	1830,15	76256,75	100	Всього	1830,147	76256,75	100

## 4 Теплові розрахунки

### 4.1 Колона синтезу карбаміду

Вихідні дані:

Температура реагентів, які поступають в колону, °C:	
рідкий аміак	5,0
CO <sub>2</sub> та інертні газ	35,0
розчин ВАС	167,0
Температура в колонні, °C	184,0
Надлишок NH <sub>3</sub> , %	125,0

Маса вихідних реагентів і продуктів реакції прийнята відповідно до матеріального балансу.

Прихід теплоти, кДж/т

а) З газоподібним CO<sub>2</sub>:

$$Q_1 = M_{CO_2} \cdot i_{CO_2} = 744,33 \cdot 67 = 49870,33,$$

де  $M_{CO_2} = 784,63$  кг/т – маса свіжого CO<sub>2</sub> в колону синтезу;

67 – ентальпія CO<sub>2</sub> при 35 °C і 20 МПа, кДж/кг.

б) З іншими газами, які поступають з CO<sub>2</sub>:

$$Q_2 = m_{in} \cdot C \cdot t = 11,53 \cdot 1,026 \cdot 35 = 413,89 \text{ кДж/т},$$

де 1,026 – теплоємність азоту, кДж/(кг·K).

в) З рідким аміаком:

$$Q_3 = A_I \cdot i_{NH_3}^p = 1417,93 \cdot 23 = 32612,36,$$

де  $A_I = 1435,21$  кг/т – маса свіжого NH<sub>3</sub> в колону;

23 – ентальпія рідкого аміаку при 5 °C, кДж/кг.

г) Теплота реакції утворення карбамату амонію:

$$Q_4 = \frac{M_{\text{к.а.}}(V-r)}{a_{\text{к.а.}}} = \frac{2440,35 \cdot (159320 - 25140)}{78} = 4198029,24,$$

де  $M_{\text{к.а.}} = 2440,35$  кг/т – маса утвореного карбамату амонію в колоні синтезу;

$V$  - теплота утворення твердого карбамату амонію, кДж/моль;

$r$  - теплота плавлення карбамату амонію, кДж/моль;

$a_{\text{к.а.}}$  - молярна маса карбамату амонію.

д) Теплота реакції утворення  $\text{NH}_4\text{OH}$ :

$$Q_5 = \frac{(G_{\text{NH}_3}^{\text{надл}} - m'_{\text{NH}_3}) \cdot (j_{\text{NH}_3} - i_{\text{NH}_3})}{a_{\text{NH}_3}}$$

$$Q_5 = \frac{(569,1 - 390,43) \cdot (29540 - 23680)}{17} = 61588,09,$$

де  $G_{\text{NH}_3}^{\text{надл}} = 568,65$  – витрата аміаку на утворення аміачної води, кг/т;

$m'_{\text{NH}_3} = 390,4$  – маса  $\text{NH}_3$ , яка поступає з розчином ВАС, кг/т;

$j_{\text{NH}_3}$  - інтегральна теплота розчинення 1 кмоля газоподібного аміаку в 1 кмолі води, кДж/кмоль;

$i_{\text{NH}_3}$  - різниця стандартних ентальпій рідкого й газоподібного аміаку, кДж/кмоль.

е) Фізична теплота розчину ВАС при 167 °С і 14 МПа:

$$Q_{\text{NH}_3} = m_{\text{NH}_3} \cdot i_{\text{NH}_3} = 390,43 \cdot 485,0 = 189360,41 \text{ кДж/т};$$

$$Q_{\text{CO}_2} = m_{\text{CO}_2} \cdot i_{\text{CO}_2} = 632,27 \cdot 232,2 = 146814,22 \text{ кДж/т};$$

$$Q_{\text{H}_2\text{O}} = m_{\text{H}_2\text{O}} \cdot i_{\text{H}_2\text{O}} = 278,74 \cdot 434,2 = 121027,78 \text{ кДж/т};$$

$$Q_6 = Q_{\text{NH}_3} + Q_{\text{CO}_2} + Q_{\text{H}_2\text{O}} = 457202,41 \text{ кДж/т}.$$

Сумарний прихід теплоти:

$$Q_{\text{пр}} = Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_5 + Q_6 = 49870,33 + 413,89 + 32612,36 + 4198029,24 + 61588,09 + 457202,41 = 4799716,33 \text{ кДж/т}.$$

*Витрата теплоти, кДж/т*

а) На утворення карбаміду:

$$Q_{16} = \frac{G_{\kappa} \cdot Q_{\kappa}}{a_{\kappa}} = \frac{1070 \cdot 19030}{60} = 339368,33.$$

б) На підігрівання реагуючої частини рідкого аміаку від 5 °С до критичної температури 132,4 °С при 14 МПа:

$$Q_{26} = G_{NH_3} (i_{NH_3}^{132,4} - i_{NH_3}^5) = 1063,74 \cdot (674 - 23) = 692496,49.$$

в) На підігрівання газоподібного CO<sub>2</sub> від 35 до 132,4 °С:

$$Q_{36} = M_{CO_2} (i_{CO_2}^{132,4} - i_{CO_2}^{35}) = 744,33 \cdot (297,8 - 67) = 171792,13.$$

г) На виділення CO<sub>2</sub> з розчину амонійних солей:

$$Q_{46} = \frac{m_{CO_2} \cdot r_{CO_2}}{a_{CO_2}} = \frac{632,27 \cdot 24700}{44} = 354936,11,$$

де  $r_{CO_2}$  – теплота розчинення CO<sub>2</sub>, кДж/кмоль.

д) На підігрівання CO<sub>2</sub> з розчину амонійних солей від 100 до 132,4 °С:

$$Q_{56} = m'_{CO_2} (i_{CO_2}^{132,4} - i_{CO_2}^{100}) = 632,27 \cdot (297,8 - 232,2) = 41477,23.$$

е) На підігрівання частини карбамату амонію, який перетворюється в карбамід, від 132,4 до 184 °С:

$$Q_{66} = q_{\kappa.a} \cdot C_{\kappa.a} \cdot (t - t_1),$$

де  $q_{\kappa.a}$  - різниця температур між утвореним і непрореагованим карбаматом амонію, кг/т;

$C_{\kappa.a}$  - теплоємність карбамату амонію, кДж/(кг·К)

$$Q_{66} = (2436,58 - 1047,72) \cdot 1,954 \cdot (184 - 132,4) = 140033,75 \text{ кДж/т.}$$

ж) Теплота, яка виноситься плавом карбаміду:

$$Q_{76} = G_{\kappa} \cdot C_{\kappa} \cdot t + G_{\kappa.a} \cdot C_{\kappa.a} \cdot t + G_{NH_3} \cdot i_{NH_3} + G_{H_2O} \cdot i_{20} + m_{np} \cdot C_{N_2} \cdot t$$

$$Q_{76} = 1070 \cdot 2,243 \cdot 184 + 1049,35 \cdot 1,954 \cdot 184 + 744,62 \cdot 1292 + 602,58 \cdot 860,7 +$$

$$+ 12,15 \cdot 1,047 \cdot 184 = 2301790,29 \text{ кДж/т.}$$

з) Втрати теплоти в навколишнє середовище:

$$Q_{86} = Q_{пр} - (Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_5 + Q_6 + Q_7)$$

$$Q_{86} = 4799716,33 - (339368,33 + 692496,49 + 171792,13 + 354936,11 +$$

$$+ 41477,23 + 140033,75 + 2301790,29) = 757821,99 \text{ кДж/т.}$$

Результати розрахунків надано в таблиці 4.1.

Таблиця 4.1 –Тепловий баланс синтезу карбаміду

Прихід				Витрата			
Стаття	кДж/т	кДж/год		Стаття	кДж/т	кДж/год	%
З CO <sub>2</sub>	49870,33	2077932,56	1,04	Утворення карбаміду	339368,33	14140347,22	7,07
З іншими газами	413,89	17245,61	0,01	Підігрів аміаку	692496,49	28854020,47	14,43
З NH <sub>3</sub> рідким	32612,36	1358848,38	0,68	Підігрів CO <sub>2</sub>	171792,13	7158005,56	3,58
Утворення карбамата амонію	4198029,24	174917885	87,46	Виділення CO <sub>2</sub> з р-ну ВАС	354936,11	14789004,63	7,39
Утворення NH <sub>4</sub> OH	61588,09	2566170,31	1,28	Підігрів CO <sub>2</sub> з розчину	41477,23	1728217,93	0,86
З розчином ВАС	457202,41	19050100,36	9,53	Підігрів карбамата амонію	140033,75	5834739,75	2,92
				З плавом карбаміду	2301790,3	95907928,55	47,96
				Втрати	757821,99	31575913,10	15,79
Всього	4799716,33	19988180,21	100,00	Всього	4799716,3	199988180,21	100,00

#### 4.2 Стрипер-апарат

Вихідні дані до розрахунку:

Температура плаву, що надходить в стрипер 180 °C

Температура плаву, що виходить з стрипера 160 °C

Температура оксиду вуглецю (IV) 100 °C

Маса вихідних реагентів і продуктів прийнята згідно з матеріальним розрахунком стрипер-апарата.

#### Прихід теплоти

1. Теплота, що вноситься плавом карбаміду:

$$Q'_1 = T_{\text{вх}}(m_{\text{CO}(\text{NH}_2)_2} C_{\text{CO}(\text{NH}_2)_2} + m_{\text{NH}_2\text{COONH}_4} C_{\text{NH}_2\text{COONH}_4} + (G_{\text{NH}_3}^{\text{NH}_4\text{OH}} + G_{\text{NH}_3}^{\text{вільн}}) \cdot C_{\text{NH}_3} + m_{\text{H}_2\text{O}} C_{\text{H}_2\text{O}} + m_{\text{N}_2} C_{\text{N}_2}) =$$

$$= 180 \cdot (1068,3 \cdot 2,24 + 1047,72 \cdot 1,95 + (568,65 + 177,65) \cdot 9,25 + 602,1 \cdot 4,18 + 11,53 \cdot 1,047) = 2496930,334 \frac{\text{кДж}}{\text{т}},$$

де  $T_{\text{вх}}$  - температура плаву, що надходить в стрипер, °С;

$m_{\text{CO}(\text{NH}_2)_2}$  – маса карбаміду, що надходить в стрипер, кг/т;

$m_{\text{NH}_2\text{COONH}_4}$  – маса карбамату амонію, що надходить в стрипер, кг/т;

$G_{\text{NH}_3}^{\text{NH}_4\text{OH}}$  – маса аміаку, що надходить в стрипер разом з аміачною водою, кг/т;

$G_{\text{NH}_3}^{\text{вільн}}$  – маса вільного аміаку, що надходить в стрипер, кг/т;

$m_{\text{H}_2\text{O}}$  – маса води, що надходить в стрипер разом з аміачною водою, кг/т;

$m_{\text{N}_2}$  – маса інших газів, що надходять в стрипер, кг/т;

$C_{\text{CO}(\text{NH}_2)_2}$  – теплоємність карбаміду, кДж/(кг·град);

$C_{\text{NH}_2\text{COONH}_4}$  – теплоємність карбамату амонію, кДж/(кг· град);

$C_{\text{NH}_3}$  – теплоємність аміаку, кДж/(кг· град);

$C_{\text{H}_2\text{O}}$  – теплоємність води, кДж/(кг· град);

$C_{\text{N}_2}$  – теплоємність азоту, кДж/(кг· град).

2. Теплота, що надходить з CO<sub>2</sub>:

$$Q'_2 = T_{\text{CO}_2} \cdot m_{\text{CO}_2} \cdot C_{\text{CO}_2} = 100 \cdot 784,5 \cdot 2,322 = 182160,9 \frac{\text{кДж}}{\text{т}},$$

де  $T_{CO_2}$  – температура оксиду вуглецю (IV), К;

$m_{CO_2}$  – маса оксиду вуглецю (IV), що надходить в стрипер, кг/т;

$C_{CO_2}$  – теплоємність оксиду вуглецю (IV), кДж/(кг·град).

3. Теплота, яка підводиться з гріючою парою:

$$Q'_3 = X.$$

Сумарний прихід теплоти:

$$Q_{\text{прих}} = Q'_1 + Q'_2 + Q'_3 = 2496930,334 + 182160,9 + X$$

#### Витрата теплоти

1. Теплота, що виноситься плавом карбаміду:

$$\begin{aligned} Q_1 &= T_{\text{вих}}(m_{CO(NH_2)_2} C_{CO(NH_2)_2} + m_{NH_2COONH_4} C_{NH_2COONH_4} + \\ &+ m_{NH_3} C_{NH_3} + m_{H_2O} C_{H_2O}) = \\ &= 160 \cdot (1068,3 \cdot 2,24 + 104,772 \cdot 1,95 + 115,733 \cdot 9,25 + \\ &+ 541,342 \cdot 4,18) = 949389,29 \frac{\text{кДж}}{\text{т}}, \end{aligned}$$

де  $T_{\text{вих}}$  – температура плаву, що виходить з стрипера, °С;

$m_{CO(NH_2)_2}$  – маса карбаміду, що виходить з стрипера, кг/т;

$m_{NH_2COONH_4}$  – маса карбамату амонію, що виходить з стрипера, кг/т;

$m_{NH_3}$  – маса аміаку, що виходить з стрипера, кг/т;

$m_{H_2O}$  – маса води, що виходить з стрипера, кг/т.

2. Теплота, що витрачається на розкладання карбамату амонію:

$$Q_2 = \frac{G_{NH_2COONH_4} \cdot (r - q)}{M_{NH_2COONH_4}} = \frac{942,948 \cdot (159320 - 25140)}{78} = 1622112,342 \frac{\text{кДж}}{\text{т}},$$

де  $G_{NH_2COONH_4}$  – маса карбамату амонію, що прореагував, кг/т;

$r$  – теплота утворення карбамата амонію, Дж/моль;

$q$  – теплота плавлення карбамата амонію, Дж/моль.

3. Теплота, що витрачається на виділення аміаку з аміачної води:



$$Q_3 = \frac{G_{NH_3}^{NH_4OH} \cdot j_{NH_3} - G_{NH_3}^{зал} \cdot i_{NH_3}}{M_{NH_3}} = \frac{568,65 \cdot 29540 - 115,733 \cdot 23680}{17} =$$

$$= 826903.932 \frac{\text{кДж}}{\text{т}},$$

де  $j_{NH_3}$  – теплота розчинення 1 кмоль газоподібного аміаку в 1 кмоль води, Дж/моль;

$i_{NH_3}$  – різниця стандартних ентальпій рідкого і газоподібного аміаку, Дж/моль.

4. Теплота, що виноситься газами, що відходять у результаті дистиляції при 120°C:

$$Q_4 = T_{\text{газ}} (m_{CO_2} C_{CO_2} + m_{NH_3} C_{NH_3} + m_{H_2O} C_{H_2O} + m_{N_2} C_{N_2}) =$$

$$= 120 \cdot (1316.419 \cdot 2.322 + 1041.596 \cdot 9.25 + 60.758 \cdot 4.18 +$$

$$+ 11,53 \cdot 1,047) = 1554278,052 \frac{\text{кДж}}{\text{т}},$$

де  $m_{CO_2}$  – маса оксиду вуглецю (IV), що виходить з стрипера, кг/т;

$m_{NH_3}$  – маса аміаку, що виходить з стрипера, кг/т;

$m_{H_2O}$  – маса води, що виходить з стрипера, кг/т;

$m_{N_2}$  – маса інших газів, що виходить з стрипера, кг/т.

5. Витрати теплоти в навколишнє середовище (3 % від витрат):

$$Q_5 = (Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4) \cdot \frac{0.03}{1 - 0.03} =$$

$$= (949389,29 + 1622112.342 + 826903.932 + 1554278,052) \cdot$$

$$\cdot \frac{0.03}{1 - 0.03} = 153175,782 \frac{\text{кДж}}{\text{т}}.$$

Сумарна витрата теплоти:

$$Q_{\text{витрат}} = Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_5 =$$

$$= 949389,29 + 1622112.342 + 826903.932 + 1554278,052 +$$

$$+153175,782 = 5105859.397 \frac{\text{кДж}}{\text{т}}.$$

Розрахуємо теплоту, яка підводиться з гріючою парою.

$$Q_{\text{прих}} = Q_{\text{витрат}};$$

$$2496930,334 + 182160,9 + X = 5105859.397;$$

$$X = 2426768.162 \frac{\text{кДж}}{\text{т}}.$$

Витрата пари на стріпінг-процес:

$$G = \frac{2426768.162}{1953} = 1242.585 \frac{\text{кг}}{\text{т}},$$

де 1953 – теплота пароутворення пари, що гріє при  $15 \cdot 10^5$  н/м<sup>2</sup>, кДж/кг.

Зведений тепловий баланс стріпер-апарату наведений в таблиці 4.2 (при виконанні власних розрахунків додати стовпчики %).

Таблиця 6.1 – Зведений тепловий баланс стріпер-апарату

Прихід	МДж/т	Витрата	МДж/т
$Q'_1$	2496,930	$Q_1$	949,389
$Q'_2$	182,161	$Q_2$	1622,112
$Q'_3$	2426,768	$Q_3$	826,904
		$Q_4$	1554,278
		$Q_5$	153,176
Всього	5105,859	Всього	5105,859

#### 4.3 Ректифікаційна колона другої ступені дистиляції

Вихідні дані до розрахунку:

Температура плаву, що надходить на дистиляцію 102 °С

Маса вихідних реагентів і продуктів прийнята згідно з матеріальним розрахунком ректифікаційної колони другого ступеня дистиляції.

#### Прихід теплоти

1. Теплота, що вноситься плавом карбаміду:

$$Q'_1 = T_{\text{вх}} (m_{\text{CO}(\text{NH}_2)_2} C_{\text{CO}(\text{NH}_2)_2} + m_{\text{NH}_2\text{COONH}_4} C_{\text{NH}_2\text{COONH}_4} + m_{\text{NH}_3} C_{\text{NH}_3} + m_{\text{H}_2\text{O}} C_{\text{H}_2\text{O}}) = 102 \cdot (1068,3 \cdot 2.24 + 104,772 \cdot 1.95 + 115,733 \cdot 9.25 + 541,342 \cdot 4.18) = 605235,672 \frac{\text{кДж}}{\text{т}},$$

де  $T_{\text{вх}}$  - температура плаву, що надходить в ректифікаційну колону, °C;

$m_{\text{CO}(\text{NH}_2)_2}$  – маса карбаміду, що надходить в ректифікаційну колону, кг/т;

$m_{\text{NH}_2\text{COONH}_4}$  – маса карбамату амонію, що надходить в ректифікаційну колону, кг/т;

$m_{\text{NH}_3}$  – маса аміаку, що надходить в ректифікаційну колону, кг/т;

$m_{\text{H}_2\text{O}}$  – маса води, що надходить в ректифікаційну колону, кг/т.

2. Теплота, що виділяється при розкладанні карбаміду:

$$Q'_2 = \frac{G'_{\text{CO}(\text{NH}_2)_2} \cdot q}{M_{\text{CO}(\text{NH}_2)_2}} = \frac{53.415 \cdot 14500}{60} = 12908.625 \frac{\text{кДж}}{\text{т}},$$

де  $G'_{\text{CO}(\text{NH}_2)_2}$  - маса карбаміду, що розклався при дистиляції, кг/т;

$q$  – тепловий ефект реакції розкладання карбаміду, кДж/кмоль.

3. Теплота, яка підводиться з гріючою парою:

$$Q'_3 = X.$$

Сумарний прихід теплоти:

$$Q_{\text{прих}} = Q'_1 + Q'_2 + Q'_3 = 605235,672 + 12908.625 + X$$

### Витрата теплоти

1. Теплота, що витрачається на розкладання карбамату амонію:

$$Q_1 = \frac{G_{\text{NH}_2\text{COONH}_4} \cdot (r - q)}{M_{\text{NH}_2\text{COONH}_4}} = \frac{174,212 \cdot (159320 - 25140)}{78} = 299688,45 \frac{\text{кДж}}{\text{т}}.$$

2. Теплота, що витрачається на виділення надлишкового аміаку:

$$Q_2 = \frac{G_{\text{NH}_3}^{\text{зал}} \cdot j_{\text{NH}_3}}{M_{\text{NH}_3}} = \frac{115.733 \cdot 29540}{17} = 201102.867 \frac{\text{кДж}}{\text{т}}.$$

3. Теплота, що виноситься з розчином карбаміду (температура розчину 120 °C):

$$Q_3 = T_{\text{розчину}} (m_{\text{CO}(\text{NH}_2)_2} C_{\text{CO}(\text{NH}_2)_2} + m_{\text{H}_2\text{O}} C_{\text{H}_2\text{O}}) = \\ = 120 \cdot (1014,885 \cdot 2,24 + 452,373 \cdot 4,18) = 500076,914 \frac{\text{кДж}}{\text{т}},$$

де  $m_{\text{CO}(\text{NH}_2)_2}$  – маса карбаміду, що виходить з ректифікаційної колони, кг/т;

$m_{\text{H}_2\text{O}}$  – маса води, що виходить з ректифікаційної колони з розчином карбаміду, кг/т.

4. Теплота, що виноситься газами, що відходять у результаті дистиляції при 110°C:

$$Q_4 = T_{\text{газ}} (m_{\text{CO}_2} C_{\text{CO}_2} + m_{\text{NH}_3} C_{\text{NH}_3} + m_{\text{H}_2\text{O}} C_{\text{H}_2\text{O}} + m_{\text{N}_2} C_{\text{N}_2}) = \\ = 110 \cdot (98,273 \cdot 2.322 + 191,671 \cdot 9.25 + 72,945 \cdot 4.18) = \\ = 253560,887 \frac{\text{кДж}}{\text{т}},$$

де  $m_{\text{CO}_2}$  – маса оксиду вуглецю (IV), що виходить з ректифікаційної колони, кг/т;

$m_{\text{NH}_3}$  – маса аміаку, що виходить з ректифікаційної колони, кг/т;

$m_{\text{H}_2\text{O}}$  – маса води, що виходить з ректифікаційної колони, кг/т.

5. Витрати теплоти в навколишнє середовище (3 % від витрат):

$$Q_5 = (Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4) \cdot \frac{0.03}{1 - 0.03} =$$

$$= (299688,45 + 201102,867 + 500076,914 + 253560,887) \cdot$$

$$\cdot \frac{0.03}{1 - 0.03} = 38796,777 \frac{\text{кДж}}{\text{т}}.$$

Сумарна витрата теплоти:

$$Q_{\text{витрат}} = Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_5 =$$

$$= 299688,45 + 201102,867 + 500076,914 + 253560,887 +$$

$$+ 38796,777 = 1293225,894 \frac{\text{кДж}}{\text{т}}.$$

Розрахуємо теплоту, яка підводиться з гріючою парою.

$$Q_{\text{прих}} = Q_{\text{витрат}};$$

$$605235,672 + 12908,625 + X = 1293225,894;$$

$$X = 675081,597 \frac{\text{кДж}}{\text{т}}.$$

Витрата пари на ректифікацію:

$$G = \frac{675081,597}{1953} = 345,664 \frac{\text{кг}}{\text{т}},$$

де 1953 – теплота пароутворення пари, що гріє при  $15 \cdot 10^5$  н/м<sup>2</sup>, кДж/кг.

Зведений тепловий баланс ректифікаційної колони наведений в таблиці 4.3 (при виконанні власних розрахунків додати стовпчики %).

Таблиця 4.3 – Тепловий баланс ректифікаційної колони

Прихід	МДж/т	Витрата	МДж/т
$Q'_1$	605,236	$Q_1$	299,688
$Q'_2$	12,909	$Q_2$	201,103
$Q'_3$	675,082	$Q_3$	500,077
		$Q_4$	253,561

		$Q_5$	38,797
Всього	1293,226	Всього	1293,226

## 5 Розрахунок розмірів колони синтезу карбаміду

Продуктивність колони синтезу карбаміду діаметром 2,5 м і висотою 27,9 м дорівнює 1000 т/добу або 41,667 т/год, або 330000 т/рік.

Відповідно до матеріального балансу в колону синтезу карбаміду поступає  $\text{NH}_3$  – 59800,5 кг/год;  $\text{CO}_2$  – 32692,76 кг/год.

З розчином ВАС надходить  $\text{NH}_3$  – 15547,94 кг/год;  $\text{CO}_2$  – 24665,91 кг/год.

В колону подається  $\text{NH}_3$  і  $\text{CO}_2$  – 132707,12 кг/год.

З колони виходить плав – 144919,82 кг/год.

Об'ємна швидкість цього плаву (при густині 900 кг/м<sup>3</sup>), м<sup>3</sup>/год

$$v_{пл} = \frac{144919,82}{900} = 161,02 \text{ м}^3/\text{год}.$$

Якщо плав перебуває в колоні 45 хв., його об'єм у колоні становить

$$V_{пл} = 161,02 \frac{45}{60} = 120,77 \text{ м}^3.$$

Газовий об'єм над плавом у колоні становить 15 %. Таким чином, на частку плаву залишається висоти, м:

$$27,9 \cdot 0,85 = 23,72 \text{ м}.$$

Тоді перетин колони буде становити:

$$S = \frac{120,79}{23,75} = 5,09 \text{ м}^2$$

а діаметр колони

$$d = \sqrt{\frac{4S}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 5,09}{3,14}} = 2,55 \text{ м}.$$

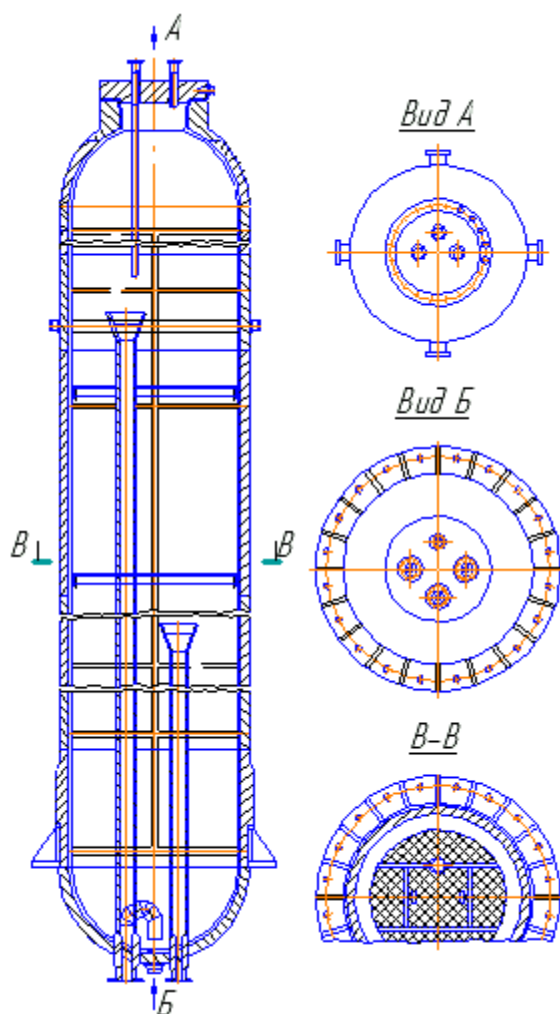


Рисунок 5.1 – Колона синтезу карбаміду.

При цих умовах питома продуктивність колони:

$$\Pi = \frac{60}{44} \frac{\omega_0}{(1 + \varphi)} \frac{a_{\text{CO}_2}}{S \cdot L},$$

де  $\omega_0$  – швидкість подачі суміші  $\text{NH}_3$  і  $\text{CO}_2$  в колону, кг/год;

$\varphi$  – початкове масове співвідношення  $\text{NH}_3/\text{CO}_2$

$\varphi = 3,1 \cdot 17 / 44 = 1,2$ ;

$a_{\text{CO}_2}$  – степінь перетворення  $\text{CO}_2$  в карбамід, частки од.;

$S$  – поперечний переріз колони,  $\text{м}^2$ ;

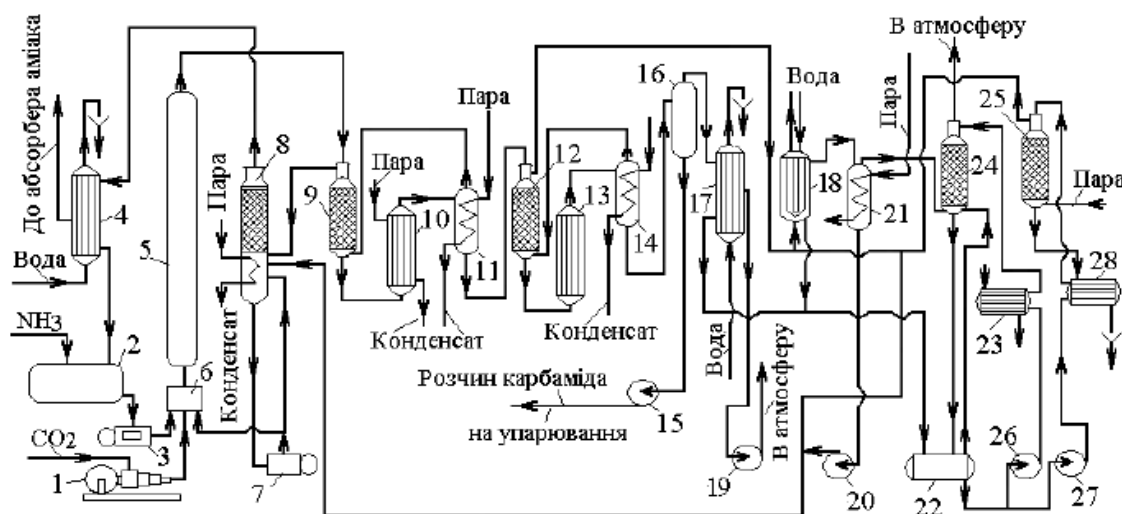
$L$  – довжина реакційного шляху в колоні, м.

$$\Pi = \frac{60}{44} \cdot \frac{132707,12}{2,2} \cdot \frac{0,57}{120,79} = 388,64 \text{ кг}/(\text{м}^3 \cdot \text{год})$$

## ПРОЦЕС ПОДВІЙНОЇ РЕКТИФІКАЦІЇ РОЗЧИНУ

### 1 Технологічна схема виробництва карбаміду

На рисунку 1.1 зображено один з варіантів схеми синтезу карбаміду (повний рідинний рецикл) з двоступінчастою дистиляцією (ректифікацією) плава рідини. Газоподібний оксид вуглецю (IV) (попередньо осушують і очищають від механічних забруднень, від сірководню та органічних сполук) стискується в чотириступінчастому компресорі 1 до тиску 20 МПа та при 95-100 °С спрямовується в змішувач 6. Сюди ж, під тиском 20 МПа плунжерним насосом 3 подається рідкий аміак ( $t=90\text{ }^{\circ}\text{C}$ ), а плунжерним насосом 7 – розчин вуглеамонійних солей (ВАС) з  $t=95\text{ }^{\circ}\text{C}$ , у вигляді яких повертаються в цикл аміак та двооксид вуглецю.



1 - чотириступеневий компресор; 2 - танк рідкого аміаку; 3 - плунжерний насос для аміаку; 4 - конденсатор першого ступеню; 5 - колона синтезу; 6 - змішувач; 7 - плунжерний насос; 8 - промивна колона; 9 - ректифікаційна колона I ступеню; 10 - підігрівач I ступеню; 11 – сепаратор I ступеню; 12 - ректифікаційна колонна II ступеню; 13 - підігрівач II ступеню; 14 - сепаратор II ступеню; 15, 20, 26, 27 - насоси; 16 - вакуум-випарник; 17 - конденсатор; 18 - холодильник; 19 – вакуумний насос; 21 - резервуар; 22 - збірник розчину амонійних солей; 23 – водяний холодильник; 24 – абсорбер, 25 - десорбер; 28 – теплообмінник

Рисунок 4.1 Технологічна схема синтезу і ректифікації карбаміду.



В результаті перемішування компонентів при 175 °С починається утворення карбамату амоніа. Після чого, реакційна суміш потрапляє в колону синтезу 5, в якій при тиску 20 МПа та 185 °С завершується утворення карбамата амонію та його розкладання до карбаміду.

Утворений в колоні плав, що містить 30-31% карбаміду, 21-22% карбамату, 33-34% надлишкового аміаку та 16-17% води, спрямовується на двоступеневу дистиляцію. Агрегат дистиляції кожної ступені складається з трьох апаратів: ректифікаційної колони, підігрівача та сепаратора.

Плав карбаміду, який виходить з колони синтезу 5, дроселюється від 20 МПа до 1,8-2,2 МПа та потрапляє у верхню частину ректифікаційної колони 9 агрегата дистиляції 1 ступені. Тут при 120-125 °С відбувається виділення в газову фазу надлишкового аміаку. Потім плав для розкладу карбамата амонію підігрівается до 158-162 °С в теплообміннику 10 і утворена парорідинна суміш розділяється в сепараторі 11 – газова частина повертається в нижню частину ректифікаційної колони 9, а рідка – дроселюється до тиску 0,25-0,4 МПа і спрямовується на дистиляцію 2 ступені.

Газова фаза із ректифікаційної колони 9, що містить 75-76% аміаку, 21-22% оксиду вуглецю (IV) і приблизно 3% води, спрямовується в нижню частину промивної колони 8, де за допомогою парового підігрівача підтримується температура 92-96 °С, сюди ж подається розчин вуглеамонійних солей з другої ступені дистиляції. Тут поглинається основна частина оксиду вуглецю (IV) і конденсується водяна пара із утворенням розчину, що містить 38-45% аміаку, 30-37% двооксиду вуглецю, 22-22% води. Цей розчин стискується плунжерним насосом 7 до 20 МПа та повертається в змішувач 6. Газоподібний аміак при 45-50 °С остаточно відокремлюється від двооксиду вуглецю у верхній частині насадкової колони 8, яка зрошується концентрованим розчином аміаку 93-96% (на схемі цей потік не показано) і спрямовується в конденсатор 4, де

стискується та через танк (резервуар) 2 повертається в цикл. Несконденсовані гази відмиваються від залишку аміаку в системі абсорбції, дроселюються до атмосферного тиску і викидаються в атмосферу.

Розчин, який йде на дистиляцію 2 ступені, містить 55-61% карбаміду, 4-5% карбамата амонію, 6-7% надлишкового аміаку та 28-35% води. Дистиляція 2 ступені протікає так само як і перша, тобто спочатку розчин проходить через ректифікаційну колону 12, охолоджуючись до 110 °C за рахунок випаровування аміаку та розкладання карбамату амонію, потім в підігрівачі 13 нагрівається водяною парою до 140-142 °C і потрапляє в сепаратор 14, де відбувається розділення рідкої і газоподібної фаз. У другій ступені дистиляції завершується розклад карбамата амонію та відгонка аміаку від двооксиду вуглецю. Потім цей розчин через збірник 16 та масловідокремлювач 17 спрямовується на переробку в готовий продукт.

Газова фаза з ректифікаційної колони 12, що містить 55-56% аміаку, 24-25% оксиду вуглецю (IV) та 20-21% води, спрямовується в конденсатор. Утворений при 40 °C слабкий розчин вуглеамонійних солей через резервуар 22 насосом 20 подається в промивну колону 8. Газова фаза із конденсатора 21 та інші відкидні гази спрямовуються в абсорбер 24, в якому при 40 °C поглинаються розчином вуглеамонійних солей, циркулюючим через холодильник 27. Інертні гази з абсорберу викидаються в атмосферу.

Утворений в абсорбері 24 розчин вуглеамонійних солей підігрівається в теплообміннику 28 до 90-95 °C і подається в десорбер 25. Тут при 0,3-0,4 МПа та 135-145 °C за допомогою гострої пари відбувається остаточний розклад ВАС на вільний аміак, оксид вуглецю (IV) та воду. Ця газова суміш подається в холодильник 18, залишкова вода видаляється в каналізацію.

## 2 Алгоритми розрахунків виробництва карбаміду

### 2.1 Матеріальний баланс колони синтезу

#### ВИХІДНІ ДАНІ

##### 1. Співвідношення компонентів на вході в колону

$$\text{NH}_3 : \text{CO}_2 : \text{H}_2\text{O} = \text{N} : \text{C} : \text{W} ;$$

$$\text{N} = 4,5; \text{C} = 1; \text{W} = 1$$

2. Кількість карбаміду  $G_k$ , на який ведеться розрахунок, кг 1000

3. Втрати карбаміду, %

при дистиляції 2  $U_d$

при випаровуванні 5  $U_y$

4. Чистота карбаміду, % 99.5  $Z_k$

5. Склад, % об.:

Експанзерного газу

$\text{CO}_2$  97  $Z_{\text{CO}_2}$

Інерти 3

Технічного аміаку

$\text{NH}_3$  99  $Z^{\text{NH}_3}$

Волога 1

6. Ступінь перетворення за  $\text{CO}_2$ , частка 0,63 X

На 1 т карбаміду за сумарним рівнянням синтезу карбаміду знадобиться  $\text{NH}_3$  та  $\text{CO}_2$  :

$$G(\text{NH}_3) [\text{на 1 т}] = [ 2 \cdot M(\text{NH}_3) \cdot G_k / M(\text{CO}(\text{NH}_2)_2) ] = 566.66 \text{ кг}$$

$$G(\text{CO}_2) [\text{на 1 т}] = [ M(\text{CO}_2) \cdot G_k / (M(\text{CO}(\text{NH}_2)_2)) ] = 733.33 \text{ кг}$$

На 1т 99,5% карбаміду необхідно:

$$G(\text{NH}_3)^{99,5} = Z_k \cdot G(\text{NH}_3) [\text{на 1 т}] / 100 = 563.83 \text{ кг}$$

$$G(\text{CO}_2)^{99,5} = Z_k \cdot G(\text{CO}_2) [\text{на 1 т}] / 100 = 729.66 \text{ кг}$$

З урахуванням втрат повинно утворитися карбаміду:

$$G(\text{CO}(\text{NH}_2)_2) = G_k \cdot (1 + (U_d + U_y)/100) \cdot Z_k/100 = 1064.65 \text{ кг}$$

На його утворення необхідно

$$G_2(\text{NH}_3) = G(\text{NH}_3)^{99.5} \cdot (1 + (U_y + U_d)/100) = 603.30 \text{ кг}$$

$$G_2(\text{CO}_2) = G(\text{CO}_2)^{99.5} \cdot (1 + (U_y + U_d)/100) = 780.74 \text{ кг}$$

З урахуванням чистоти вихідних газів, витрата складе:

$$G_3(\text{NH}_3) = G_2(\text{NH}_3) / (Z_{\text{NH}_3}/100) = 609.39 \text{ кг}$$

$$G_3(\text{CO}_2) = G_2(\text{CO}_2) / (Z_{\text{CO}_2}/100) = 804.89 \text{ кг}$$

З урахуванням ступеня перетворення за оксидом вуглецю (IV):

$$G_4(\text{NH}_3) = (N \cdot M(\text{NH}_3) \cdot (1 + (U_y + U_d)/100) \cdot G_k \cdot Z_k/100) / \\ / (M(\text{CO}(\text{NH}_2)_2) \cdot X \cdot (Z_{\text{NH}_3}/100)) = 2176.41 \text{ кг}$$

$$G_4(\text{CO}_2) = (C \cdot M(\text{CO}_2) \cdot (1 + (U_y + U_d)/100) \cdot G_k \cdot (Z_k/100)) / \\ / (M(\text{CO}(\text{NH}_2)_2) \cdot X \cdot (Z_{\text{CO}_2}/100)) = 1277.60 \text{ кг}$$

З експанзерним газом (технічним  $\text{CO}_2$ ) потрапляє:

$$G(\text{Інерти}) = G_4(\text{CO}_2) - G_4(\text{CO}_2) \cdot (Z_{\text{CO}_2}/100) = 38.32 \text{ кг}$$

$$G(\text{CO}_2) = G_4(\text{CO}_2) - G(\text{Інерти}) = 1239.27 \text{ кг}$$

З технічним  $\text{NH}_3$  потрапляє:

$$G(\text{Волога}) = G_4(\text{NH}_3) - G_4(\text{NH}_3) \cdot (Z_{\text{NH}_3}/100) = 21.76 \text{ кг}$$

$$G_5(\text{NH}_3) = G_4(\text{NH}_3) - G(\text{Волога}) = 2154.64 \text{ кг}$$

Кількість циркуляційної води:

$$G(\text{H}_2\text{O}) = (M(\text{H}_2\text{O})/M(\text{CO}_2)) \cdot (W/C) \cdot G(\text{CO}_2) = 506.97 \text{ кг}$$

Кількість карбамату:

$$G(\text{Карбамат}) = M(\text{karbamat})/M(\text{CO}_2) \cdot G(\text{CO}_2) = 2196.89 \text{ кг}$$

Для цього необхідно  $\text{NH}_3$  у кількості:

$$G_7(\text{NH}_3) = 2 \cdot M(\text{NH}_3) / M(\text{karbamat}) \cdot G(\text{Карбамат}) = 957.62 \text{ кг}$$

Кількість  $\text{NH}_3$ , що не вступив в реакцію (надлишок):

$$G_8(\text{NH}_3) = G_5(\text{NH}_3) - G_7(\text{NH}_3) = 1197.02 \text{ кг}$$

Утворюється карбаміду із карбамату:

$$G(\text{CO}(\text{NH}_2)_2) = G(\text{Карбамат}) \cdot M(\text{CO}(\text{NH}_2)_2) \cdot X / M(\text{karbamat}) = 1064.65 \text{ кг}$$

Залишається карбамату, що не перетворився у карбамід:

$$G(\text{Карбамат}[\text{залишк}]) = G(\text{Карбамат}) \cdot (1-X) = 812.85 \text{ кг.}$$

Кількість води утвореної за реакцією (11.3):

$$G(\text{H}_2\text{O}[\text{залишкова}]) = G(\text{Карбамат}) \cdot M(\text{H}_2\text{O}) \cdot X / M(\text{karbamat}) = 319.39 \text{ кг.}$$

Загалом утворюється води:

$$G(\text{H}_2\text{O}[\text{сум}]) = G(\text{H}_2\text{O}[\text{залишкова}]) + G(\text{Волога}) = 341.15 \text{ кг.}$$

Отриманні результати звести до таблиці 2.1.

Таблиця 2.1 – Матеріальний баланс колони синтезу карбаміду

Прихід			Витрати		
компоненти	кг/т	%	компоненти	кг/т	%
Техн. аміак:			Карбамід	$G(\text{CO}(\text{NH}_2)_2)$	
$\text{NH}_3$	$G_5(\text{NH}_3)$		Карбамат	$G(\text{Карбамат}[\text{залишк}])$	
$\text{H}_2\text{O}$	$G(\text{Волога})$				
Експан. газ:			Реакц. $\text{H}_2\text{O}$	$G(\text{H}_2\text{O}[\text{сум}])$	
$\text{CO}_2$	$G(\text{CO}_2)$		$\text{NH}_3$ надлишк.	$G_8(\text{NH}_3)$	
інерти	$G(\text{Інерти})$		інерти	$G(\text{Інерти})$	
цирк. вода	$G(\text{H}_2\text{O})$		цирк. вода	$G(\text{H}_2\text{O})$	
Всього	$\Sigma$		Всього	$\Sigma$	

Таблиця 2.1a – Матеріальний баланс колони синтезу карбаміду  
(контрольний розрахунок)

Матеріальний баланс					
Прихід			Витрата		
Компонент	кг/т	%	Компонент	кг/т	%
Технічний аміак			Карбамід	1064,65	26,87837
$\text{NH}_3$	2154,649	54,39669	карбамат	812,8518	20,52142
$\text{H}_2\text{O}$	21,76413	0,549462	Реакц. вода	341,1591	8,612971
Експан. Газ			$\text{NH}_3$ надл	1197,027	30,22038
$\text{CO}_2$	1239,275	31,28699	інерти	38,3281	0,967639
інерти	38,3281	0,967639	цирк. вода	506,9762	12,79922
цирк. вода	506,9762	12,79922	Всього	3960,992	100
Всього	3960,992	100			

## 2.2 Матеріальний баланс відділення очищення CO<sub>2</sub>

CO<sub>2</sub> містить 2% горючої суміші, складом:

H<sub>2</sub> – 85%; CO – 8%; CH<sub>4</sub> – 7%.

Реакції, що перебігають на рутенієво – паладієвому каталізаторі:



$G(\text{CO}_2) = 744.07$  кг – це кількість свіжого CO<sub>2</sub>, що надходить до колони, (розраховується в кінці підрозділу: табл. 2.6).

Об'єм CO<sub>2</sub>:

$$V(\text{CO}_2) = G(\text{CO}_2) / 44 \cdot 22.4 = 378.80 \text{ м}^3.$$

Об'єми горючих сполук визначаються за вище наведеними реакціями:

$$V(\text{H}_2) = 0.85 \cdot V(\text{CO}_2) \cdot 0.02 = 6.43 \text{ м}^3$$

$$V(\text{CO}) = 0.08 \cdot V(\text{CO}_2) \cdot 0.02 = 0.60 \text{ м}^3$$

$$V(\text{CH}_4) = 0.07 \cdot V(\text{CO}_2) \cdot 0.02 = 0.53 \text{ м}^3$$

Вміст води у вихідному CO<sub>2</sub> (вологість 1%):

$$V(\text{H}_2\text{O}) = 0.01 \cdot V(\text{CO}_2) = 3.78 \text{ м}^3$$

Кількість кисню для спалювання горючих газів:

$$V(\text{O}_2) = V(\text{H}_2) \cdot 0.5 + V(\text{CO}) \cdot 0.5 + V(\text{CH}_4) \cdot 2 = 4.58 \text{ м}^3$$

В кисні міститься 5 % інертів, тоді об'єм кисню, що подається на спалювання буде складати:

$$V(\text{O}_2)_{\text{спалюв}} = V(\text{O}_2) / 0.95 = 4.82 \text{ м}^3$$

$$V(\text{інертів}) = 0.24 \text{ м}^3$$

CO<sub>2</sub> утворений при перебігу реакцій окиснення:

$$V(\text{CO}_2) = V(\text{CO}) + V(\text{CH}_4) = 379.93 \text{ м}^3$$

Вода утворена при перебігу реакцій окиснення:

$$V(H_2O) = V(H_2) + V(CH_4) \cdot 2 = 11.28 \text{ м}^3$$

Таблиця 2.2 – Матеріальний баланс відділення очищення CO<sub>2</sub>

прихід			витрати		
компонент	м <sup>3</sup>	%	компонент	м <sup>3</sup>	%
CO <sub>2</sub> , в т.ч	378.80	95.90	CO <sub>2</sub>	379.93	97.05
горючі речовини, в т.ч	7.57	1.91			
H <sub>2</sub>	6.43	1.63	H <sub>2</sub> O сконд.	3.78	0.96
CO	0.60	0.15	H <sub>2</sub> O реакц.	7.50	1.91
CH <sub>4</sub>	0.53	0.13			
сум	7.57		інерти	0.24	0.06
H <sub>2</sub> O пара	3.78	0.95			
Кисень, в т.ч	4.82	1.22			
O <sub>2</sub>	4.58	1.16			
інерти	0.24	0.06			
Всього	394.99	100	Всього	391.46	100

### 2.3 Матеріальний баланс відділення дистиляції 1 ступені

Вихідні дані:

Тиск процесу	2,2	МПа
Температура	125	°C
Ступінь видалення NH <sub>3</sub>	90%	FNH <sub>3</sub>
Розклад карбамату амонія	30%	Fkar-ta

В підігрівачі при тиску 2,2 МПа в газову фазу виділяється:

$$G(NH_3[\text{підігр}]) = G_8(NH_3) \cdot F_{NH_3} / 100 = 1077.32 \text{ кг}$$

залишається NH<sub>3</sub> в плаві:

$$G(NH_3[\text{залишк}]) = G_8(NH_3) - G(NH_3[\text{підігр}]) = 119.70 \text{ кг}$$

Розкладається карбамату:

$$G(\text{Карбамат}[\text{розкл}]) = G(\text{Карбамат}[\text{залишк}]) \cdot F_{\text{kar-ta}} / 100 = 243.85 \text{ кг}$$

По реакції розкладу карбамату утворюється:

$$G(\text{CO}_2)[\text{по р-ії розкл}] = \text{Карбамат}[\text{разл}] \cdot 44 / M(\text{karbamat}) = 137.55 \text{ кг}$$

$$G(\text{NH}_3) [\text{по р-ії розкл}] = \text{Карбамат}[\text{разл}] \cdot 17 / M(\text{karbamat}) = 106.29 \text{ кг}$$

Залишається карбамату, кг:

$$G(\text{Карбамат}[\text{залишк}]^*) = G(\text{Карбамат}[\text{залишк}]) - G(\text{Карбамат}[\text{розкл}]) = 568.99 .$$

У газову фазу переходить наступна кількість  $\text{NH}_3$ :

$$G(\text{NH}_3[\text{в газ. фазу}]) = G(\text{NH}_3[\text{підігр}]) + G(\text{NH}_3) [\text{по р-ії розкл}] = 1183.62 \text{ кг}$$

Утворюються наступні об'єми газів:

$$V(\text{CO}_2)^* = G(\text{CO}_2)[\text{по р-ії розкл}] \cdot 22.4 / 44 = 70.03 \text{ м}^3$$

$$V(\text{NH}_3)^* = \text{NH}_3[\text{в газ. фазу}] / 17 \cdot 22.4 = 1559.59 \text{ м}^3$$

Сумарний об'єм газів:

$$V[\text{сум}] = V(\text{CO}_2)^* + V(\text{NH}_3)^* = 1629.62 \text{ м}^3$$

Вміст води – 5%:

$$V(\text{H}_2\text{O})[\text{газ}] = V[\text{сум}] \cdot 5 / (100 - 5) = 85.76 \text{ м}^3$$

$$G(\text{H}_2\text{O})[\text{газ}] = V(\text{H}_2\text{O})[\text{газ}] \cdot 18 / 22.4 = 68.92 \text{ м}^3$$

Залишається води в плаві:

$$G(\text{H}_2\text{O})[\text{в плаві}] = \text{H}_2\text{O}[\text{сум}] - G(\text{H}_2\text{O})[\text{газ}] = 272.23 \text{ кг}$$



Таблиця 2.3 - Матеріальний баланс відділення дистиляції 1 ступені

Прихід			Витрати		
Компонент	кг/т	% мас.	Компонент	кг/т	% мас.
			<i>Рідка фаза,</i>		
			<i>в т.ч.:</i>	2532,55	63,93
Карбамід	1064,65	26,88	Карбамід	1064,65	42,03
Карбамат	812,85	20,52	Карбамат	568,995	22,46
H <sub>2</sub> O	341,15	8,61	H <sub>2</sub> O	272,228	10,75
NH <sub>3</sub>	1197,02	30,22	NH <sub>3</sub> (зал.)	119,70	4,72
Цирк. вода	506,97	12,8	Цирк. вода	506,97	20,01
Інерти	38,32	0,97	<i>Газ. фаза,</i>		
			<i>в т.ч.:</i>	1428,42	36,06
			NH <sub>3</sub>	1183,61	82,86
			CO <sub>2</sub>	137,56	9,63
			H <sub>2</sub> O	68,92	4,82
			Інерти	38,32	2,68
Всього	3960,99	100	Всього	3960,97	100

## 2.4 Матеріальний баланс відділення дистиляції 2 ступені

Вихідні дані

Тиск 200000 Па (2 атм)

Температура 110 °С

Кількість утвореного NH<sub>3</sub>

$$G(\text{NH}_3[\text{дист 2}]) = (G(\text{Карбамат}[\text{залишк}]) \cdot 2 \cdot 17 / M(\text{karbamat}) = 248.02 \text{ кг}$$

$$G(\text{CO}_2[\text{дист 2}]) = (G(\text{Карбамат}[\text{залишк}]) \cdot 44 / M(\text{karbamat}) = 320.97 \text{ кг}$$

Розклад карбаміду відбувається по реакції:



Ступінь розкладання карбаміду дорівнює 5 %.

Для цього необхідно води:

$$G(\text{H}_2\text{O}[\text{дист 2}]) = 1000 \cdot 5 / 100 \cdot 18 / M(\text{CO}(\text{NH}_2)_2) = 15 \text{ кг}$$

Утворюється карбамату:

$$G(\text{карбамат}[\text{дист 2}]) = 50 \cdot M(\text{karbamat}) / 60 = 65 \text{ кг.}$$

При розкладанні карбамату утворюється:

$$G(\text{NH}_3[\text{дист 2}]_p) = G(\text{карбамат}[\text{дист 2}]) \cdot 2 \cdot 17 / M(\text{karbamat}) = 28.33 \text{ кг}$$

$$G(\text{CO}_2[\text{дист 2}]_p) = G(\text{карбамат}[\text{дист 2}]) \cdot 44 / M(\text{karbamat}) = 36.66 \text{ кг}$$

Загальна кількість газів буде дорівнювати:

$$G(\text{NH}_3[\text{дист 2}]_r) = G(\text{NH}_3[\text{дист 2}]) + G(\text{NH}_3[\text{залишок}]) + G(\text{NH}_3[\text{дист 2}]_p) = 396.06 \text{ кг}$$

$$G(\text{CO}_2[\text{дист 2}]_r) = G(\text{CO}_2[\text{дист 2}]) + G(\text{CO}_2[\text{дист 2}]_p) = 357.63 \text{ кг}$$

$$V(\text{NH}_3[\text{дист 2}]_r) = (G(\text{NH}_3[\text{дист 2}]_r) \cdot 22.4 \cdot (273 + 110) / (17 \cdot 2 \cdot 273)) = 66.07 \text{ м}^3$$

$$V(\text{CO}_2[\text{дист 2}]_r) = (G(\text{CO}_2[\text{дист 2}]_r) \cdot 22.4 \cdot (273 + 110) / (44 \cdot 2 \cdot 273)) = 127.71 \text{ м}^3$$

Ступінь насичення парами цих газів приймемо рівній 75%:

$$V(\text{H}_2\text{O})[\text{дист 2}]_r = (V(\text{NH}_3[\text{дист 2}]_r) + V(\text{CO}_2[\text{дист 2}]_r)) \cdot 0.75 = 370.34 \text{ м}^3.$$

При нормальних умовах це складатиме (з урахуванням тиску 2 атм і температури 110 °C):

$$V(\text{H}_2\text{O})_{\text{н.у}} = (V(\text{H}_2\text{O})[\text{дист 2}]_r \cdot 273 \cdot 2) / (273 + 110) = 527.95 \text{ м}^3$$

$$\text{або } G(\text{H}_2\text{O})_{\text{н.у}} = (V(\text{H}_2\text{O})_{\text{н.у}} \cdot 18 / 22.4) = 424.24 \text{ кг.}$$

Карбаміду виходить з колони в кількості, кг:

$$G(\text{Карбамід}[\text{вихід}]) = G(\text{CO}(\text{NH}_2)_2) - 50 = 1014.65 ,$$

де 50 – кількість карбаміду, який розклався.

І з ним виходить води:

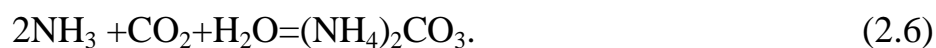
$$G(\text{H}_2\text{O}[\text{вихід.}]) = G(\text{H}_2\text{O})[\text{в плаві}] + G(\text{H}_2\text{O})_{\text{цирк.}} - G(\text{H}_2\text{O})[\text{дист 2}] - G(\text{H}_2\text{O})_{\text{н.у}} = 272,23 + 506,98 - 15 - 424,24 = 339,96 \text{ кг.}$$

Таблиця 2.4 – Матеріальний баланс відділення дистиляції 2 ступені

Прихід			Витрати		
Компонент	кг/т	% мас.	Компонент	кг/т	% мас.
			<i>Рідка фаза,</i> <i>в т.ч.:</i>	<i>1354,607</i>	<i>53,49</i>
Карбамід	1064,65	42,04	Карбамід	1014,65	74,90
Карбамат	568,995	22,47	H <sub>2</sub> O	339,9573	25,10
			<i>Газ. Фаза,</i> <i>в т.ч.:</i>	<i>1177,944</i>	<i>46,51</i>
H <sub>2</sub> O	272,2283	10,75			
NH <sub>3</sub>	119,702	4,73	NH <sub>3</sub>	396,0588	33,62
Цирк. вода	506,976	20,02	CO <sub>2</sub>	357,6382	30,36
			H <sub>2</sub> O	424,2472	36,02
Всього			Всього		
го	2532,551	100	го	2532,551	100

## 2.5 Розрахунки відділення карбонатів амонію

Газова фаза з відділення дистиляції 2 ступені надходить в абсорбер, де відбувається утворення карбонатів амонію (надалі КА) по реакціям:



Тоді на утворення (NH<sub>4</sub>)<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> необхідно:

$$G_{10}(\text{NH}_3) = 17 \cdot 2 \cdot G(\text{CO}_2[\text{дист } 2]_{\text{г}}) / 44 = 276.35 \text{ кг}$$

$$G_{10}(\text{H}_2\text{O}) = 18 \cdot G(\text{CO}_2[\text{дист } 2]_{\text{г}}) / 44 = 146.30 \text{ кг}$$

Утворюється (NH<sub>4</sub>)<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>:

$$G_{10}((\text{NH}_4)_2\text{CO}_3) = G(\text{CO}_2[\text{дист } 2]_{\text{г}}) \cdot 96 / 44 = 780.30 \text{ кг}$$

Залишається NH<sub>3</sub> та H<sub>2</sub>O:

$$G_{10}(\text{NH}_3) [\text{залишк}] = G(\text{NH}_3[\text{дист. 2}]) - G_9(\text{NH}_3) = 119.70 \text{ кг}$$

$$G_{10}(\text{H}_2\text{O})[\text{залишк}] = G(\text{H}_2\text{O})_{\text{н.у}} - G_9(\text{H}_2\text{O}) = 277.94 \text{ кг}$$

В нижній частині абсорбера утворюється додаткова кількість КА з  $\text{CO}_2$ , що потрапляє з дистиляції 1 ступені у кількості 137.56 кг/т (див. табл. 2.3):

$$G(\text{CO}_2)[\text{по р-ї рокл}] \cdot 96 / 44 = 300.12 \text{ кг}$$

На це потрібно:

$$G_{10}(\text{NH}_3)_{\text{вitr}} = G(\text{CO}_2)[\text{по р-ї рокл}] \cdot 2 \cdot 17 / 44 = 106.29 \text{ кг}$$

$$G_{10}(\text{H}_2\text{O})_{\text{вitr}} = G(\text{CO}_2)[\text{по р-ї рокл}] \cdot 18 / 44 = 56.27 \text{ кг}$$

Залишається в газовій фазі, кг:

$$G_{10}(\text{NH}_3)_{\text{газ}} = G_{10}(\text{NH}_3) [\text{залишк}] + G(\text{NH}_3[\text{вгаз.фазу}]) - G_{10}(\text{NH}_3)_{\text{вitr}} = 1197.02.$$

$$G_{10}(\text{H}_2\text{O})_{\text{газ}} = G_{10}(\text{H}_2\text{O}) [\text{залишк}] - G_{10}(\text{H}_2\text{O})_{\text{вitr}} + G(\text{H}_2\text{O})[\text{газ}] = 290.58 \text{ кг}$$

Таблиця 2.5 – Матеріальний баланс абсорбції

Прихід			Витрати		
компонент	кг/т	%	компонент	кг/т	%
газова фаза з дист. 2 ступені					
$\text{NH}_3$	396.06	15.19	$(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$	1080.43	41.45
$\text{CO}_2$	357.63	13.72	$\text{H}_2\text{O}$	290.58	11.14
$\text{H}_2\text{O}$	424.24	16.27	$\text{NH}_3$	1197.02	45.92
газова фаза з дист. 1 ступені			Інерти	38.32	1.470
$\text{NH}_3$	1177.94	45.19			
$\text{CO}_2$	1183.62	45.41			
$\text{H}_2\text{O}$	137.55	5.277			
$\text{H}_2\text{O}$	68.92	2.64			
Інерти	38.32	1.47			
Всього	2606.37	100	Всього	2606.37	100

Із карбонатами в колону синтезу потрапляє:

$$G(\text{H}_2\text{O}[\text{в колону}]) = G_{10}(\text{H}_2\text{O})_{\text{вир}} + G_{10}(\text{H}_2\text{O}) = 202.58 \text{ кг.}$$

$$G(\text{NH}_3[\text{в колону}]) = G_{10}(\text{NH}_3)_{\text{вир}} + G_{10}(\text{NH}_3) = 382.65 \text{ кг.}$$

$$G(\text{CO}_2[\text{в колону}]) = G(\text{CO}_2)[\text{по р-ї рокл}] + G\text{CO}_2[\text{дист 2}]_r = 495.19 \text{ кг.}$$

Загалом потрапляє  $\text{NH}_3$ (надлишкового з КА):

$$(\text{NH}_3[\text{загалом}]) = G(\text{NH}_3[\text{в колону}]) + G_{10}(\text{NH}_3)_{\text{газ}} = 1579.68 \text{ кг.}$$

В колону синтезу необхідно ввести:

$$G(\text{NH}_3[\text{свіж}]) = G_5(\text{NH}_3) - G(\text{NH}_3[\text{загалом}]) = 574.96 \text{ кг.}$$

$$G(\text{CO}_2[\text{свіж}]) = G(\text{CO}_2) - G(\text{CO}_2[\text{в колону}]) = 744.07 \text{ кг,}$$

де  $G_5(\text{NH}_3)$  і  $G(\text{CO}_2)$  – див. табл. 2.1.

Таблиця 2.6 – Зведений матеріальний баланс виробництва 1 т карбаміду

Прихід			Витрати		
компонент	кг	%	компонент	кг	%
$\text{NH}_3$			$(\text{NH}_2)_2\text{CO}$	1064,65	27,15
свіжий	574,96	26,68	Карбамат	812,85	20,73
з КА	382,65	17,76	$\text{H}_2\text{O}$	339,96	8,67
надлишковий	1197,07	55,56	$\text{NH}_3$ надл	1197,02	30,52
$\Sigma$	2154,68	55,12	цирк. вода	506,97	12,93
$\text{CO}_2$					
свіжий	744,07	60,04			
з КА	495,19	39,96			
$\Sigma$	1239,26	31,70			
$\text{H}_2\text{O}$					
з газами	290,58	56,43			
з углеам. солями	202,58	39,34			
з $\text{NH}_3$	21,76	4,23			
$\Sigma$	514,92	13,17			
Всього	3908,86	100	Всього	3921,45	100

### 3 Теплові розрахунки

Вихідні дані

Температура реагентів на вході в змішувач:

NH <sub>3</sub> рід	105 °С	T(NH <sub>3</sub> );
CO <sub>2</sub>	35 °С	T(CO <sub>2</sub> ).
Температура в колоні	190 °С	T(колон).
Критична температура в колоні	132.9 °С	T(критич).

Теплота утворення карбаміду в залежності від надлишку NH<sub>3</sub>  
при 155-210 °С

X – надлишок NH <sub>3</sub> , %	0	50	100	200	300
Q кДж/кмоль	14246	16340	18435	20780	22626

Апроксимація цих даних дає наступне рівняння:

$$Q = -0,0582x^2 + 45,064x + 14287.$$

#### 3.1 Тепловий баланс відділення синтезу карбаміду

Розрахунок теплового балансу при подачі в колону тільки NH<sub>3</sub> і CO<sub>2</sub>.

Вихідні дані

Температура реагентів на вході в змішувач:

технічний аміак, °С	105	t (NH <sub>3</sub> ),
експанзерний газ, °С	35	t (CO <sub>2</sub> ).
Температура в колоні, °С	190	t (колон).
Критична температура, °С	132.9	t (критич).

Розрахунок теплового балансу надано на 1 т карбаміду при подачі в колону тільки NH<sub>3</sub> і CO<sub>2</sub>. В нижченаведених рівняннях постійні величини

відповідають теплоємності речовини, кДж/(кг·К), на яку ведеться розрахунок.

### РОЗРАХУНОК

Прихід теплоти, кДж:

– з експанзерним газом при 35°C:

$$Q1 = (G_{CO_2} + G(\text{Інерти})) \cdot 1.026 \cdot t(CO_2) = 45878.73;$$

– з аміаком при 105°C

$$Q2 = G_5 NH_3 \cdot 553.5 = 1192598.11$$

де 553.5 – ентальпія рідкого NH<sub>3</sub> при 105°C, кДж/кг;

– з H<sub>2</sub>O, що потрапляє з NH<sub>3</sub>

$$Q3 = G(\text{Волога}) \cdot 4.19 \cdot t(NH_3) = 9575.12;$$

– з парами води при 105°C

$$Q4 = G(\text{Волога}) \cdot 1.84 \cdot t(NH_3) = 4204.82.$$

Теплота реакції утворення карбамату:

$$Q5 = G(\text{Карбамат}) / M(\text{karbamat}) \cdot (159470 - 77515) = 2308290.76,$$

де 159470 - тепловий ефект утворення твердого карбамату, кДж/кмоль

77515 - тепловий ефект плавлення карбамату, кДж/кмоль.

Вода, що знаходиться в розплаві, утворює аміачної води:

$$G(NH_4OH) = G(H_2O[\text{сум}]) \cdot M(NH_4OH) / 18 = 663.36 \text{ кг}$$

на цю кількість необхідно NH<sub>3</sub>:

$$G(NH_3[\text{на р-цію}]) = G(NH_4OH) \cdot 17 / M(NH_4OH) = 322.20 \text{ кг}$$

Залишається вільного NH<sub>3</sub>:

$$G(NH_3[\text{надлишковий}]) = G_8(NH_3) - G(NH_3[\text{на р-цію}]) = 874.82 \text{ кг}$$

Теплота утворення NH<sub>4</sub>OH:

$$Q6 = G(NH_4OH) \cdot 10634 / M(NH_4OH) = 201549.23,$$

де 10634 – тепловий ефект утворення NH<sub>4</sub>OH, кДж/кмоль.

Сумарний прихід:

$$Q_{\text{пр}} = Q1 + Q2 + Q3 + Q4 + Q5 + Q6 = 3762096.79.$$

Витрати теплоти, кДж:

– на утворення карбаміду:

$$Q1^* = G(\text{CO}(\text{NH}_2)_2) / 60 \cdot 18980 = 336784.3,$$

де 18980 – тепловий ефект утворення карбаміду з карбамату, кДж/кмоль;

– на підігрів аміаку від 105 до 132.9 °С:

$$Q2^* = G_5(\text{NH}_3) \cdot (940.7 - 553.5) = 834280,$$

де 940,7 та 553.5 – ентальпія рідкого  $\text{NH}_3$  при 132,9 та 105 °С, кДж/кг;

– на підігрів експанзерного газу від 35 до  $t_{\text{критич}} = 132.9$  °С:

$$Q3^* = (G(\text{CO}_2) + G(\text{Інерти})) \cdot 1.026 \cdot (t_{\text{критич}} - t(\text{CO}_2)) = 128329.4;$$

– на підігрів карбамату до  $t_{\text{колон}} = 190$  °С:

$$Q4^* = G(\text{Карбамат}) \cdot 1.952 \cdot (t_{\text{колон}} - t_{\text{критич}}) = 244864.4;$$

– на підігрів  $\text{NH}_4\text{OH}$  до  $t_{\text{колон}} = 190$  °С:

$$Q5^* = G(\text{NH}_4\text{OH}) \cdot 4.19 \cdot (t_{\text{колон}} - t_{\text{критич}}) = 158709.4;$$

– на підігрів надлишкового  $\text{NH}_3$  до  $t_{\text{колон}} = 190$  °С:

$$Q6^* = G(\text{NH}_3[\text{надлишковий}]) \cdot 2.47 \cdot (t_{\text{колон}} - t_{\text{критич}}) = 123382.2.$$

Втрати в навколишнє середовище – приймається 5% від приходу:

$$Q7^* = Q_{\text{пр}} \cdot 0.05 = 188104.8.$$

Витрати теплоти без врахування невідомої  $Q8^*$ :

$$Q_{\text{витр}} = Q1^* + Q2^* + Q3^* + Q4^* + Q5^* + Q6^* + Q7^* = 2014454.$$

Температура плаву на виході з колони синтезу:

$$t = (Q_{\text{пр}} - Q_{\text{витр}}) / (G_{\text{витр}} \cdot 2.312) = 190.836^\circ\text{C},$$

де 2.312 – теплоємність плаву. Отримане значення температури практично співпадає з заданим (190), що свідчить про вірність розрахунку теплового балансу. *При розходженні заданої  $t$  (колон) і розрахункової  $t$  температур більше, ніж на 1 градус (при фіксованому значенні ступеня перетворення  $X$ ) повторити розрахунок теплового балансу з новим значенням температури, що дорівнює середньоарифметичному заданої*



$t$  (колон) і розрахункової  $t$  температури. Організувати ітераційний розрахунок за умови:  $t(\text{колон}) = (t(\text{колон}) + t)/2$ .

Теплота, що виводиться з плавом:  $Q8^* = G_{\text{витр}} \cdot 2.312 \cdot t$ .

Загальна витрати теплоти:  $Q_{\text{витр}}^* = Q_{\text{витр}} + Q8^* = 3762096.79$ .

Заповнити таблицю 3.1.

Таблиця 3.1 – Тепловий баланс відділення синтезу 1 т карбаміду

Прихід			Витрати		
Стаття	кДж	%	Стаття	кДж	%
Q1 з експанз. Газом			Q1* утворення карбаміду		
Q2 з технічн. $\text{NH}_3$			Q2* на підігрів аміаку		
Q3 з $\text{H}_2\text{O}$			Q3* на підігрів $\text{CO}_2$		
Q4 з парами води			Q4* на підігрів карбамату		
Q5 теплота реакції			Q5* на підігрів $\text{NH}_4\text{OH}$		
Q6 утворення $\text{NH}_4\text{OH}$			Q6* на підігрів надлишку $\text{NH}_3$		
			Q7* втрати в навк. середовище		
			Q8* виноситься з плавом		
Всього	Qпр.		Всього	Qвитр*	

Таблиця 3.1а – Тепловий баланс відділення синтезу 1 т карбаміду, контрольний розрахунок

Прихід			Витрати		
Стаття	кДж	%	Стаття	кДж	%
Q1 з експанзерним газом	45878.73	1.21	Q1 утворення карбаміду	336784.3	8.95
Q2 з NH <sub>3</sub>	1192598.11	31.70	Q2 т на підігрів аміаку	834280	22.17
Q3 з H <sub>2</sub> O	9575.12	0.25	Q3 із CO <sub>2</sub>	128329.4	3.41
Q4 з парами води	4204.82	0.11	Q4 на підігрів карбамату	244864.4	6.50
Q5 реакції	2308290.76	61.35	Q5 на підігрів NH <sub>4</sub> OH	158709.4	4.21
Q6 утворення NH <sub>4</sub> OH	201549.23	5.35	Q6 на підігрів надлишкового NH <sub>3</sub>	123382.2	3.27
			Q7 що витрачається з плавом	1747642	46.45
			Q8 в навколишнє середовище	188104.8	5
Всього	3762097	100	Всього	3762097	100

### 3.2 Тепловий баланс дистиляції 1 ступені

#### Вихідні дані

Температура плава, що надходить	190 °С	Тплава
температура рідинин в нижній частині колони	110 °С	Тр.н.част
температура у верхній частині	90 °С	Тв.част

#### Прихід теплоти, кДж

З плавом карбаміду:

$$Q1 = T_{\text{плава}} \cdot (G(\text{CO}(\text{NH}_2)) \cdot 1.345 + G(\text{Карбамат}[\text{залишк}]) \cdot 1.952 + G(\text{H}_2\text{O}[\text{сум}]) \cdot 4.19 + G(\text{NH}_3) \cdot 4.777) = 1931596.$$

Теплота, що передається при охолодженні інертів:

$$Q2 = G(\text{Інерти}) \cdot 0.922 \cdot (T_{\text{плава}} - T_{\text{в.част}}) = 3533.85.$$

З гріючою водяною парою:

$$Q_3 = X$$

$$Q_{\text{сум}} = Q_1 + Q_2 + X = 1935130 + X.$$

Розрахунок X наведений нижче.

Витрати теплоти, кДж

З плавом карбаміду:

$$Q_1 = \text{Тр.н.част} \cdot (G(\text{CO}(\text{NH}_2)_2) \cdot 1.345 + (G(\text{Карбамат}[\text{залишк}]^*)) \cdot 1.952 + G(\text{H}_2\text{O})[\text{у плаві}] \cdot 4.19 + G(\text{NH}_3[\text{залишк}]) \cdot 4.777) = 468064.1.$$

теплота на розклад карбамата:

$$Q_2 = G(\text{Карбамат}[\text{разл}]) \cdot (159470 - 77515) / 78 = 256220.3.$$

теплота на видалення надлишкового  $\text{NH}_3$ :

$$Q_3 = G(\text{NH}_3[\text{в газ. фазу}]) \cdot 32682 / 17 = 2275475.$$

Теплота, що витрачається на випаровування  $\text{H}_2\text{O}$ :

$$Q_4 = G(\text{H}_2\text{O})[\text{газ}] \cdot 1844 = 127092.3.$$

Теплота, що уноситься з газами дистиляції:

$$Q_5 = \text{Тв.част} \cdot (G(\text{NH}_3[\text{в газ. фазу}]) \cdot 2.47 + G(\text{CO}_2)[\text{по р-ії рокл}] \cdot 1.026 + G(\text{H}_2\text{O})[\text{газ}] \cdot 4.19) = 301811.6.$$

Витрати без врахування втрат в довкілля:

$$Q_{\text{сум}} = Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_5 = 3428664.$$

Втрати тепла в оточуюче середовище складають 3% від  $Q_{\text{сум}}$ :

$$Q_6 = Q_{\text{сум}} \cdot 0.03 = 102859.9 \text{ кДж}.$$

Всього витрати теплоти:

$$Q_{\text{сум}}^* = Q_{\text{сум}} + Q_6.$$

З гріючою водяною парою надходить:

$$X = Q_3 = Q_{\text{сум}}^* - Q_{\text{сум}} = Q_{\text{сум}}^* - 1935130 = 1596393.$$

Витрати водяної пари на дистиляцію:

$$G(\text{Пар.дист}) = X / 2167.5 = 736.51 \text{ кг}$$

Таблиця 3.2 – Тепловий баланс відділення дистиляції 1 ступені на 1 т карбаміду

Прихід			Витрати		
Стаття	кДж	%	Стаття	кДж	%
Q1 з плавом карбаміду	1931596,3	54,69616	Q1* з плавом карбаміду	468059,4	13,25383
Q2, що передається при охолодженні інертів	3533,85053	0,100066	Q2* на розклад карбамата	256219,7	7,25526
Q3 із гріючою водяною парою	1596372,47	45,20377	Q3* на видалення надлишкового NH <sub>3</sub>	2275463	64,43327
			Q4* на випаровування H <sub>2</sub> O	127091,6	3,598797
			Q5*, що уноситься з газами дистиляції	301809,9	8,546219
			Q6* в оточуюче середовище	102859,3	2,912621
Всього	3531502,62	100	Всього:	3531503	100

### 3.3 Тепловий баланс відділення дистиляції 2 ступені

Прихід, кДж

З плавом карбаміду:

$$Q1 = 2570.89 \cdot 2.397 \cdot \text{Тр.н.част} = 677866.7,$$

де 2570.89 – прихід по матеріальному балансу 2 ступени дистиляції.

Теплота, що виділяється при розкладані 50 кг карбаміду:

$$Q2 = 50 \cdot 14737,6 / 60 = 12281,4 ,$$

де 14737,6 - тепловий ефект реакції утворення карбаміду при 10%-ному надлишку аміаку, кДж/кмоль. Розраховано за рівнянням апроксимації при  $x=10$ :

$$y = -0,0582x^2 + 45,064x + 14287.$$

$$Q_{\text{заг}} = Q_1 + Q_2 = 693719.2.$$

З водяною парою –  $Q_{\text{водпара}} = X$  (є невідомою).

Витрати, кДж

Теплота, що витрачається на розкладання карбамата амонія:

$$Q_1 = (G(\text{Карбамат}[\text{залишк}]^*) + G(\text{карбамат}[\text{дист 2}]) \cdot (159470 - 77515)) / 78 = 666143.1.$$

Теплота, що витрачається на видалення надлишкового  $\text{NH}_3$ :

$$Q_2 = G(\text{NH}_3[\text{дист 2}]_r) \cdot 32682 / 17 = 761413.8,$$

де 32682 – тепловий ефект десорбції, кДж/кмоль.

Теплота, що витрачається на випаровування  $\text{H}_2\text{O}$ :

$$Q_3 = G(\text{H}_2\text{O})_{\text{н.у}} \cdot 2246 = 952861.9.$$

Теплота, що уноситься газами дистиляції:

$$Q_4 = \text{Тр.н.частин} \cdot (G(\text{NH}_3[\text{дист 2}]_r) \cdot 2.47 + G(\text{CO}_2[\text{дист 2}]_r) \cdot 1.026 + G(\text{H}_2\text{O})_{\text{н.у}} \cdot 4.19) = 343508.7$$

Теплота, що уноситься розчином карбаміду

$$Q_5 = \text{Тр.н.частин} \cdot (G(\text{Карбамид}[\text{відходящ}]) \cdot 1.345 + G(\text{H}_2\text{O}[\text{відходящ}]) \cdot 4.19) = 306807.3.$$

Витрати теплоти в оточуюче середовище - 3%.

$$Q_6 = 0.03 \cdot Q_{\text{заг}} = 20811.57$$

$$Q_{\text{витр}} = Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_5 + Q_6 = 3051428.$$

Теплота, яку необхідно підвести з водяною парою:

$$Q_{\text{вод.пара}} = Q_{\text{витр}} - Q_{\text{заг}} = 2361280.4.$$

Необхідно ввести водяної пари в кількості:

$$G = Q_{\text{вод.пара}} / 2167 = 1089 \text{ кг.}$$

Таблиця 3.3 – Тепловий баланс дистиляції 2 ступені на 1 т карбаміду  
(розрахунки в середовищі Excel)

Прихід			Витрати							
Стаття	кДж	%	Стаття	кДж	%					
Q1 з плавом карбаміду	677866,6	22,21	Q1*,що витрачається на розкладання карбамата амонія	666141,8	21,83					
Q2, що виділяється при розкладані 50 кг карбаміду	12281,4	0,40								
Q вод.пари	2361280,4	77,38	Q2*, що витрачається на видалення надлишкового NH <sub>3</sub>	761411,4	24,95					
		Q3*, що витрачається на випаровування H <sub>2</sub> O				952859,2	31,23			
								Q4*, що уноситься газами дистиляції	343507,7	11,26
			Q6* в оточуюче середовище	20704,44	0,68					
Всього	3051428,4	100	Всього	3051428	100					

#### 4 Розрахунок розмірів колони

Вихідні дані

Потужність колони П, т/добу	1000.
Густина плаву $\rho$ , кг/м <sup>3</sup>	900.
Час перебування плаву в колоні $\tau$ , хв.	45.
Газовий об'єм над плавом $\phi$ , %	15.

Згідно матеріального балансу (таблиця 2.6) з колони виходить плаву, кг/год.:

$$G(\text{Плав}) = G_{\text{витр}} \cdot P/24$$

Об'ємна витрата цього плава, м<sup>3</sup>/год:

$$V_{\text{пл}} = G(\text{Плав}) / \rho$$

Об'єм плава за  $\tau$  хвилин його перебування в колоні, м<sup>3</sup> :

$$V_{\tau} = V_{\text{пл}} \cdot \tau / 60$$

З урахуванням об'єму газової фази загальний реакційний об'єм колони складатиме, м<sup>3</sup>:

$$V_p = V_{\tau} \cdot (1 + \phi/100)$$

Діаметр D і висота H колони розраховуються з системи:

$$\begin{cases} V_p = \frac{\pi \cdot D^2}{4} \cdot H \\ \frac{H}{D} = 12 \end{cases}$$

За отриманими значеннями діаметру і висоти вибирають стандартну колону.

## СПИСОК РЕКОМЕНДОВАНОЇ ТА ВИКОРИСТАНОЇ ЛІТЕРАТУРИ

1. Мельников Е.Я. Технология неорганических веществ и минеральных удобрений / Е.Я. Мельников, В.П. Салтанова, А.М. Наумова, Ж.С. Блинова – М.: Химия, 1983. – 432 с.
2. Позин М. Е. Расчеты по технологии неорганических веществ: учеб. пособ. для высш. учеб. завед. / Под ред. М.Е. Позина. - Л.: Химия, 1977. – 493 с.
3. Лобойко О. Я. Методи розрахунків у технології неорганічних виробництв (частина 1. Зв'язаний азот): підручник / О.Я. Лобойко, Л. Л.Товажнянський, І. О. Слабун та ін. – Х.: НТУ “ХПІ”, 2001. – 512 с.
4. Жаворонков Н. М. Справочник азотчика: В 2 ч. / Под ред. Н. М. Жаворонкова. - М.: Химия, 1987.- Ч. 2. – 464 с.
5. Позин М.Е. Технология минеральных удобрений. – Л.: Химия, 1989. – 352 с.
6. Волошин М.Д., Зеленська Л.О., Астрелін І.М. Розрахунки в технології азотних та фосфорних добрив. – Дніпродзерж., Системні технології, 2003. – 315 с.



## **В. ВИРОБНИЦТВО АМІАЧНОЇ ВОДИ**

### **ЗМІСТ**

ВСТУП.....	194
1 Способи отримання аміачної води.....	195
2 Теоретичні основи виробництва.....	197
3 Опис установки під тиском до 1,6 МПа.....	202
4 Розрахунок матеріального балансу.....	204
5 Розрахунок теплового балансу.....	208
6 Розрахунок абсорберу.....	211
Список рекомендованої та використаної літератури.....	221

## ВСТУП

Виробництво аміачної води, порівняно з виробництвом твердих добрив, є на 30-40% дешевше, оскільки відсутні такі технологічні операції, як випаровування, гранулювання, сушіння, сортування та кондиціювання продукту.

Вартість одиниці діючої речовини в аміачній воді в 1,5–2 рази дешевша, аніж в аміачній селітрі. Крім того, як показали виробничі дослідження, вдвічі-втричі скорочуються затрати праці на внесення аміачної води, оскільки не потрібно готувати добрива для внесення, а всі операції із використання (навантаження, вивантаження, внесення) повністю механізовані.

Аміачна вода (аміак водний технічний)  $\text{NH}_4\text{OH}$  є 25%-вим розчином аміаку в воді. Безбарвна або жовтувата рідина з різким запахом нашатирного спирту вміщує 20,5% азоту (другий сорт — 16–18%).

Аміачна вода використовується в хімічній промисловості для виробництва інших азотних добрив, азотної кислоти, полімерів, соди, вибухових речовин, при виготовленні барвників, феросплавів. Аміачна вода 10% концентрації відома як нашатирний спирт, що широко використовується в медицині, деревообробній та в харчовій галузях.

У рідкому добриві азот міститься в легкозасвоюваній рослинами формі. Аміачна вода вважається найбільш дешевим та ефективним добривом для внесення в передпосівний період під всі сільськогосподарські культури. Її можна використовувати для будь-яких ґрунтів та всіх культур за обов'язкового загортання в ґрунт на глибину 10–15 см. Аміачна вода сильно зв'язується ґрунтом, за внесення восени не вимивається атмосферними опадами. Азот аміачної води утримується ґрунтом краще, ніж амонійний азот твердих добрив. Аміачну воду можна застосовувати за основної обробки ґрунту, за передпосівної культивування і для підживлення

просапних культур. У СРСР у 80-х роках на поля вносили близько 40% азотних добрив у вигляді аміачної води. В США вносять до 50% азотних добрив у рідкому вигляді. В Україні лише близько 15% господарств застосовують аміачну воду. Ця цифра зумовлена нестачею техніки та обладнання для зберігання, транспортування та внесення її у ґрунт. Ще один надважливий аспект, який вигідно підкреслює доцільність внесення саме рідких азотних добрив – відсутність залежності від погодних умов і вологості. Частина гранул твердих добрив після розкидання по поверхні ґрунту гарантовано пропаде намарно. До того ж є великі труднощі в досягненні рівномірності їх розкидання. Ту ж таки аміачну воду можна внести майже ідеально, якщо робити це відповідно до вимог технології. Для зберігання аміачної води використовують сталеві цистерни, що герметично зачиняються.

## 1 СПОСОБИ ОТРИМАННЯ АМІАЧНОЇ ВОДИ

Аміак водний технічний одержується шляхом поглинання газоподібного або рідкого аміаку хімічищенням водою в абсорбційних колонах за реакцією:



1 спосіб. Виробництво аміаку водного технічного з рідкого аміаку під тиском

Отримання аміачної води шляхом змішування рідкого аміаку без його випаровування з водою у спеціальній системі змішування при тиску, що перевищує як тиск насиченої пари аміаку при його температурі зберігання, так і тиск насиченої пари аміаку. При температурах 15-20°C робочий тиск перевищує 1 МПа, що є основним недоліком способу. Для подачі у змішувач як води, так і рідкого аміаку необхідно використовувати відповідні насоси, що пов'язано з витратою електроенергії.

Розчинення аміаку ведуть в два ступені, причому на другому ступені газоподібний аміак з першого ступеню розчиняють у вихідній воді в ізотермічних умовах при безперервному охолодженні, а на першому ступені зріджений аміак розчиняють в адіабатичних умовах в аміачній воді, що надходить з другого ступеню.

2 спосіб. Виробництво аміаку водного технічного з газоподібного аміаку під атмосферним тиском

Газоподібний аміак з мережі підприємства під тиском не вище 0,35 МПа надходить на регулювальний вузол, де регулюється клапаном до тиску 0,069 МПа, і надходить в колектор низького тиску. З колектора низького тиску окремими лініями через ручні засувки газоподібний аміак подається в кубову частину абсорбційних колон. В кубовій частині кубових колон поглинається до 70% газоподібного аміаку. Газоподібний аміак, що не поглинувся, проходить 10 ковпачкових тарілок. На восьму тарілку також надходить газоподібний аміак з лінії газової «подушки» сховищ аміаку водного, витиснений під час заповнення залізничних і автомобільних цистерн аміаком водним, а також аміак, що скидається зі шлангів естакад наливання рідинного аміаку. На тарілки подається хімічно очищена вода, яка абсорбує аміак.

Кількість аміаку і хімічно очищеної води подається у співвідношенні 1:3. Хімічно очищена вода надходить з мережі підприємства по двох колекторах під тиском не нижче 0,2 МПа і з температурою не вище 30 °С. Подавання хімічно очищеної води здійснюється автоматично клапаном в залежності від кількості аміаку, що подається в колону. Не поглинуті інертні гази скидаються через свічку в атмосферу.

Одержаний аміак водний з кубової частини колони самопливом стікає в збірник аміаку водного.

3 спосіб. Виробництво аміаку водного технічного з танкових і продувних газів.

Варіант 1. Танкові і продувні гази з цеху виробництва аміаку (концентрація аміаку приблизно 20%) під загальним тиском 1,6 МПа надходять в нижню частину абсорбційної колони, в якій абсорбується аміак. Відмиті від аміаку гази після сепаратора як паливо прямують в котельний цех.

Варіант 2. Продувні гази з цеху виробництва аміаку (концентрація аміаку близько 7%) під загальним тиском 13 МПа надходять на конденсацію аміаку, а вже потім аміак абсорбується водою з утворенням аміачної води заданої концентрації. Очищений від аміаку газ поступає на мембранні елементи з метою виробництва водню.

## **2 ТЕОРЕТИЧНІ ОСНОВИ ВИРОБНИЦТВА**

Аміачну воду отримують абсорбцією аміаку водою в барботажних або насадкових абсорберах з концентрацією 25%мас.

Процес виробництва аміачної води проходить за реакцією (1.1).

Абсорбція - процес вибіркового поглинання компонентів газової суміші рідким поглиначем (абсорбентом). Процес абсорбції відбувається у тому випадку, коли парціальний тиск компонента, що вилучається, в газовій суміші вищий, ніж в рідкому абсорбенті, що контактує з цим газом, тобто для протікання абсорбції необхідно, щоб газ і абсорбент не знаходилися в стані рівноваги. Відмінність в парціальному тиску компонента, що вилучається, в газі і рідині є тією рушійною силою, під дією якої відбувається поглинання (абсорбція) цього компонента рідкою фазою з газової фази. Чим більша ця рушійна сила, тим інтенсивніше переходить цей компонент з газової фази до рідкої.

За своєю природою розрізняють два види абсорбції: фізичну, за якої вилучення компонентів з газу відбувається завдяки їх розчинності в абсорбентах і хімічну (хемосорбцію), засновану на хімічній взаємодії компонентів, що вилучаються, з активною частиною абсорбенту. Швидкість фізичної абсорбції визначається дифузійними процесами, швидкість хемосорбції залежить від швидкості дифузії і хімічної реакції.

Поглинання компонентів газової суміші при абсорбції супроводжується виділенням тепла, величина якого пропорційна масі і теплоті розчинення  $q_d$  поглинених компонентів. Процес абсорбції оборотний, тому він використовується не лише для отримання розчинів газів в рідинах, але і для розподілу газових сумішей. При цьому після поглинання одного або декількох компонентів газу з газової суміші необхідно зробити виділення з абсорбенту поглинених компонентів, тобто десорбцію.

При виборі абсорбенту враховують склад газу, що розділяється, тиск і температуру процесу, продуктивність установки. Вибір абсорбенту визначається також його селективністю, поглинальною здатністю, корозійною активністю, вартістю, токсичністю й іншими чинниками.

На відміну від ректифікації процес абсорбції протікає в основному односпрямовано, тобто абсорбент можна вважати практично нелетким.

Протікання процесів абсорбції характеризується їх статикою і кінетикою. Статика абсорбції, тобто рівновага між рідкою і газовою фазами, визначає стан, який встановлюється при дуже тривалому контакті фаз. Рівновага між фазами визначається термодинамічними властивостями компонента і поглинача і залежить від складу однієї з фаз, температури і тиску. Кінетика абсорбції, тобто швидкість процесу масообміну, визначається рушійною силою процесу (тобто мірою відхилення системи від рівноважного стану), властивостями поглинача, компонента й

інертного газу, а також способом зіткнення фаз (будовою апарату абсорбції і гідродинамічним режимом його роботи).

Абсорбція (десорбція) - дифузійний процес, в якому беруть участь дві фази: газова і рідка. Якщо парціальний тиск компонента  $p_r$ , що поглинається, в газовій фазі більше рівноважного парціального тиску  $p_p$  того ж компонента в газовій фазі, то компонент газу переходить в рідину, тобто протікає процес абсорбції. Чим більше величина  $p_r > p_p$ , тим інтенсивніше здійснюється перехід компонента з газової фази в рідку. При наближенні системи до стану рівноваги рушійна сила зменшується, і швидкість переходу компонента з газової фази в рідку сповільнюється.

Таблиця 2.1 – Тиск пари аміаку над аміачною водою, мм.рт.ст.

Конц. NH <sub>3</sub> , %мас.	Температура, °C						
	0	10	20	30	40	50	60
5	14,61	27,06	51,78	81,0	131,8	207,5	316,5
10	28,79	51,42	87,8	143,9	227,5	348,0	517,2
15	49,55	85,95	142,9	228,7	353,5	530,2	772,5
20	81,75	138,8	224,7	351,6	543,0	787,5	1123,5
25	127,5	209,5	335,5	515,3	766,9	1109,0	1566,0

Таблиця 2.2 – Розчинність, %мас., аміаку в воді при підвищеному тиску

Избыточное давление, кПа	Температура, °C										
	–30	–20	–10	0	10	20	30	40	60	80	100
20,26	43,1	36,4	30,6	25,3	20,2	15,5	11,0	6,8	—	—	—
50,65	56,7	47,5	40,6	34,7	29,4	22,4	19,7	15,2	7,1	—	—
101,3	85,6	61,5	51,2	43,8	37,8	32,5	22,5	22,8	14,0	6,2	—
151,35	—	81,3	59,9	50,3	43,3	38,4	33,2	28,6	19,8	16,6	3,3
202,6	—	—	70,1	56,6	48,3	41,8	36,3	31,4	22,5	14,1	6,7
253,25	—	—	86,8	62,7	52,6	45,4	39,6	34,5	25,5	17,0	9,1
303,9	—	—	—	70,2	56,8	48,7	42,4	37,1	28,0	19,5	11,5
405,2	—	—	—	93,0	65,6	54,7	47,3	41,4	31,8	23,4	15,4
506,5	—	—	—	—	79,0	61,1	52,0	45,3	35,0	26,5	18,6
607,8	—	—	—	—	97,1	68,1	56,4	49,0	37,9	29,2	21,4
810,4	—	—	—	—	—	93,5	67,0	56,0	42,9	33,6	25,7
1013	—	—	—	—	—	—	82,4	63,0	47,3	37,2	29,0

При невеликих змінах концентрацій, процес абсорбції описується законом Генрі, який говорить про те, що розчинність газів у рідині  $x$  залежить від тиску:

$$x = E \cdot p; \quad (2.1)$$

де  $E$  - коефіцієнт Генрі;

$p$  - парціальний тиск газу над рідиною.

Значення  $x$  і  $p$  відповідають стану досягнення рівноваги між фазами. Коефіцієнт  $E$  залежить від природи речовини і температури:

$$\ln E = -q / RT + C; \quad (2.2)$$

де  $q$  - теплота розчинення газу, кДж / кмоль;

$R$  - універсальна газова стала, кДж / (кмоль·К);

$T$  - температура розчинення, К;

$C$  – стала, що залежить від природи газу і рідини.

Парціальний тиск газу може бути замінено рівноважної концентрацією. Відповідно до закону Дальтона парціальний тиск компонентів в газовій суміші  $p$  дорівнює загальному тиску  $P$ , помноженому на молярну частку цього компонента в суміші:

$$p = P \cdot y. \quad (2.3)$$



З рівнянь (2.1) і (2.3) отримуємо:

$$y = m \cdot x; \quad (2.4)$$

де  $m = 1/(E \cdot P)$  - константа фазової рівноваги.

У хімічній техніці використовують такі принципові схеми абсорбційних установок: - прямоточні, протитечійні, одноступінчаті з рециркуляцією і багато ступінчасті з рециркуляцією.

Для вилучення аміаку з газової суміші використовуємо протитечійну схему (рисунок 2.1) За цією схемою в одному кінці апарату наводиться в контакт газ і рідина, що мають великі концентрації розподіляється речовини, а в протилежному кінці менші.

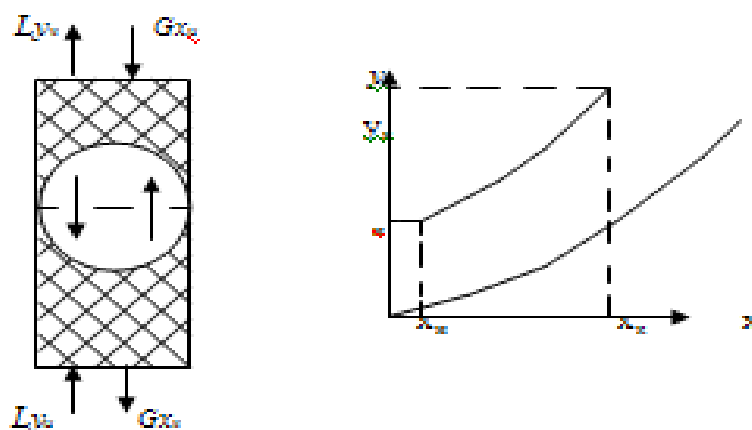


Рисунок 2.1 – Протитечійна схема абсорбції.

Рівняння швидкості масопередачі при абсорбції можна записати у вигляді:

$$M = K_p F (p_g - p_p) = K_y F \Delta y_{\text{сер}} = K_x F \Delta x_{\text{сер}}$$

де  $M$  - кількість речовини, що поглинається за одиницю часу;

$K$  - коефіцієнт масопередачі;  $F$  - поверхня контакту фаз;

$p_g, p_p$  - відповідно, парціальний тиск компонента, що поглинається, в газовій фазі і парціальний тиск того ж компонента в газовій фазі, що знаходиться у рівновазі з абсорбентом;

$\Delta y_{\text{сер}}, \Delta x_{\text{сер}}$  - середня рушійна сила масопередачі у газовій і рідкій фазах, відповідно.

Коефіцієнт К називається коефіцієнтом масопередачі при абсорбції і характеризує масу речовини, передану за одиницю часу через одиницю поверхні контакту фаз при русійній силі, рівній одиниці.

### **3 ОПИС УСТАНОВКИ ПІД ТИСКОМ ДО 1,6 МПА**

Танкові і продувні газу надходять через засувку в нижню частину колони 5, в якій є 20 сітчастих тарілок, на яких розміщені змішувачи холодильників. На верхню тарілку із збірника 1 насосами 6 подається хімічно очищена вода під тиском до 1,7 МПа і з температурою не вище 30 °С, за таких умов газоподібний аміак абсорбується.

Утворений аміак водний стікає в нижню частину колони і через вузол регулювання рівня аміаку водного в колоні надходить в холодильник 4, де охолоджується до температури не вище 45 °С, і далі надходить в сховище аміаку водного 3. Тиск в колоні підтримується автоматично регулювальним клапаном. Відмиті від аміаку танкові і продувні газу з колони надходять в сепаратор 7, де відділяється крапельна волога. В сепараторі тиск підтримується автоматично регулювальним клапаном. Значення тиску і значення рівня аміаку водного в колонах і в сепараторі реєструються самописними приладами на дистанційному пульті керування.

У разі підвищення тиску в сепараторі вище встановленого автоматично відкривається регулювальний клапан на лінії викиду відмитих танкових і продувних газів. Із сепаратора 7 танкові і продувні газу через електрозасувку надходять в колектор і направляються в котельний цех.

Для запобігання попадання вологи в колектор відмитих танкових і продувних газів передбачено блокування за рівнем аміаку водного в сепараторі. При досягненні рівня аміаку водного в сепараторі 25% від

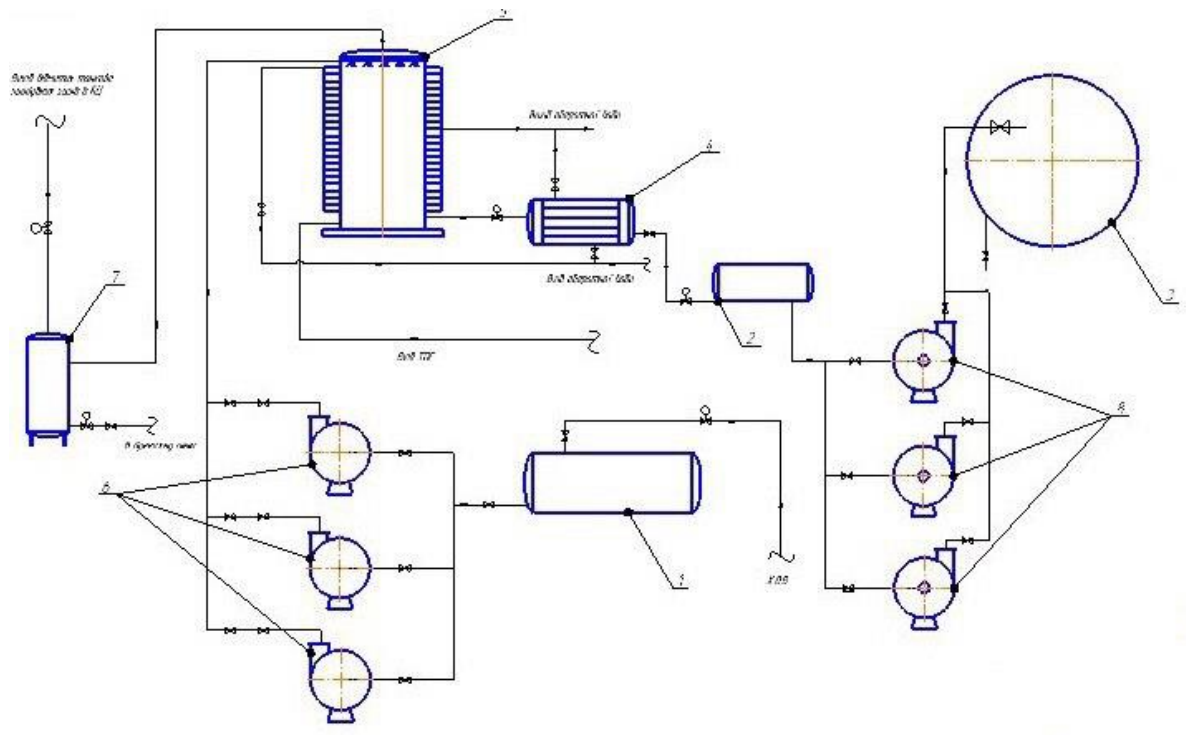
нижнього відбору автоматично відкривається відсікач і аміак водний потрапляє в дренажну лінію і передавлюється в сховище 3.

Склад аміаку водного технічного складається зі сховища 3 місткістю 10000 м<sup>3</sup>. Сховище для захисту від перевищення тиску обладнане двома запобіжними клапанами, а для захисту від вакууму – двома дихальними клапанами. Рівень аміаку водного в сховищі реєструється самописними приладами на дистанційному пульті керування.

Аміак водний зі сховищ насосами 8 подається на естакади наливання аміаку водного в залізничні і автомобільні цистерни для відправлення споживачам. Газоподібний аміак, витіснений в процесі наливання аміаку водного, із залізничних і автомобільних цистерн направляється в абсорбційну колону 5 під восьму тарілку.

Наливання аміаку водного в цистерни і відведення з цистерн газоподібного аміаку здійснюється за допомогою гнучких шлангів. Є вісім точок для одночасного наливання аміаку водного в цистерни і чотири точки для наливання аміаку водного в автомобільні цистерни.

Рівень аміаку водного в цистерні регулюється автоматично. У разі досягнення рівня аміаку водного в цистерні 85% закривається пневмоклапан.



1 – збірник хімічищеної води; 2 – збірник амводи; 3 – сховище аміаку водного; 4 – холодильник аміачної води; 5 – абсорбційна колона; 6 – насос хімічищеної води; 7 – сепаратор відмитих танково-продувних газів; 8 – насос аміачної води

Рисунок 3.1 – Технологічна схема виробництва аміачної води.

#### 4 РОЗРАХУНОК МАТЕРІАЛЬНОГО БАЛАНСУ

Матеріальний баланс хіміко-технологічного процесу ґрунтується на законі збереження маси речовини. тобто маса введеної на кожній із стадій сировини дорівнює масі продуктів, відходів і втрат.

Матеріальний баланс складається з метою визначення витратних коефіцієнтів; для подальшого розрахунку і вибору технологічного обладнання необхідної потужності; для наступного розрахунку теплового балансу.

Танкові та продувні гази (ТПГ) в абсорбційному процесі одержання аміачної води розглядаються як інертний газ-носії. Необхідні для розрахунків фізико-хімічні властивості інертного газу визначаються відповідно до встановленого складу і властивостей індивідуальних компонентів.

### ВИХІДНІ ДАНІ

- витрата танкових та продувних газів,  $V_0 = 9000 \text{ нм}^3/\text{год}$ ;
- склад,  $y_i$ , об. %; –  $y_{\text{H}_2} = 44,3$ ;  $y_{\text{A}_r} = 5,5$ ;  $y_{\text{N}_2} = 16,7$ ;  $y_{\text{CH}_4} = 12,5$ ;  $y_{\text{NH}_3} = 21,0$ ;
- початковою температура ТПГ  $t_r = 30^\circ\text{C}$ ;
- абсорбент – хімічно очищена вода з початковою температурою  $t_a = 20^\circ\text{C}$ ;
- ступінь абсорбції аміаку,  $X_{\text{абс}} = 0,9354$  ;
- концентрація аміачної води, що утворюється, %мас.,  $C_{\text{ав}} = 25,0$ ;
- робочий тиск в колоні,  $P = 1,6 \text{ МПа}$ ;
- тиск водяної пари за температури газу  $35^\circ\text{C}$  на виході з колони,  $P_{\text{H}_2\text{O}} = 0,0055 \text{ МПа}$ ;
- охолоджуюча вода в змішувачах колони з початковою температурою  $t_o = 30^\circ\text{C}$ .

### РОЗРАХУНОК

Необхідно визначити об'ємну та масову витрату компонентів, їх об'ємну (молярну) частку у вихідній реакційній суміші згідно з виразами:

$$V_{oi} = V_0 \cdot y_i,$$

де  $V_{oi}$  - об'ємна витрата  $i$ -го компонента в газовій фазі при нормальних умовах,  $\text{нм}^3/\text{год}$ ;

$y_i$  - об'ємна (молярна) частка відповідного компонента в газовій фазі.

$$G_i = V_{oi} \cdot \rho_{oi},$$

де  $G_i$  - масова витрата  $i$ -го компонента в газовій фазі, кг/год;

$\rho_{oi}$  - густина  $i$ -го компонента при нормальних умовах, кг/м<sup>3</sup>.

Густина кожного компоненту газу обраховується за формулою:

$$\rho_{oi} = M_i / V_m,$$

де  $M_i$  – молярна маса  $i$ -го компоненту, кг/кмоль;

$V_m = 22,4$  м<sup>3</sup>/кмоль – молярний об'єм газу за нормальних умов.

Результати розрахунків наведені в таблиці 4.1.

Таблиця 4.1 – Об'ємна і масова витрата компонентів та їх відповідна концентрація у вихідній реакційній суміші

Склад газу	Об'ємна (молярна) частка компонента у вихідно- му газі, $y_i$	Об'ємна витрата газу, $V_{oi}$ , м <sup>3</sup> /год	Густина компонент а при н.у. $\rho_{oi}$ , кг/м <sup>3</sup>	Масова витрата компонента, $G_i$ , кг/год	Молярна маса компонента
H <sub>2</sub>	0,443	3987,00	0,09	355,98	2,00
A <sub>r</sub>	0,055	495,00	1,79	883,93	40,00
N <sub>2</sub>	0,167	1503,00	1,25	1878,75	28,00
CH <sub>4</sub>	0,125	1125,00	0,71	803,57	16,00
NH <sub>3</sub>	0,21	$V_{oNH_3} = 1890$	0,76	1434,38	17,00
Всього за вихідною газовою сумішшю	1,00	9000,00		5356,61	

Об'єм абсорбованого аміаку визначається з формули:

$$V_{abc} = V_{oNH_3} \cdot X_{abc},$$

де  $V_{oNH_3}$  – початковий об'єм аміаку в вихідній суміші газів, м<sup>3</sup>/год.

Залишковий об'єм аміаку в газі:

$$V_{зал} = V_{oNH_3} - V_{abc}.$$

Масу абсорбованого аміаку та аміаку, що залишився в газі, визначаємо згідно формули визначення масової витрати  $i$ -го компонента.

Маса води, що витрачається на утворення аміачної води концентрацією 25%:

$$G_{H_2O} = \frac{G_{abc}(100 - C_{av})}{C_{av}},$$

де  $G_{abc}$  – маса абсорбованого аміаку, кг/год.

Маса аміачної води:

$$G_{NH_4OH} = G_{abc} + G_{H_2O}.$$

При зрошенні в колоні газ зволожується водяною парою. Для визначення її об'єму на виході з колони застосовують наступні формули:

$$P_{H_2O} = N_{H_2O} \cdot P,$$

$$N_{H_2O} = \frac{P_{H_2O}}{P},$$

де  $N_{H_2O}$  – об'ємна (молярна) частка пари в газі;

$P$  – робочий тиск в колоні, МПа;

$P_{H_2O}$  – тиск водяної пари за температури газу 35°C, МПа;

$$N_{H_2O} = \frac{V_{H_2O}}{V_{H_2O} + V_0},$$

де  $V_{H_2O}$  – об'єм водяної пари в танкових і продувних газах,  $\text{нм}^3/\text{год}$ ;

$V_0$  – витрата танкових і продувних газів,  $\text{нм}^3/\text{год}$ .

Об'єднавши попередні дві формули можна знайти об'єм водяної пари,  $\text{нм}^3/\text{год}$ :

$$V_{H_2O} = \frac{V_0}{(P/P_{H_2O}) - 1}.$$

Маса водяної пари, так як і для інших газів, визначається через її густину. Водяну пару слід враховувати до статті приходу і статті витрат.

Розрахунок матеріального балансу базується на припущенні, що всі гази, окрім аміаку, не розчиняються у воді.

Таблиця 4.2 – Матеріальний баланс абсорбційної колони

<i>Статті приходу</i>				
Компонент	кг/год	%мас	м <sup>3</sup> /год	%об
<i>ТПГ, в т.ч.:</i>	<i>5356,61</i>	<i>56,9</i>	<i>9000</i>	<i>100</i>
N <sub>2</sub>	1878,75	20	1503	16,7
Ar	883,93	9,4	495	5,5
H <sub>2</sub>	355,98	3,78	3987	44,3
CH <sub>4</sub>	803,57	8,54	1125	12,5
NH <sub>3</sub>	1434,38	15,2	1890	21
<i>H<sub>2</sub>O рідина</i>	<i>4050,09</i>	<i>43,1</i>		
<i>Разом</i>	<i>9406,7</i>	<i>100</i>	<i>9000</i>	<i>100</i>

<i>Статті витрат</i>				
Компонент	кг/год	%мас	м <sup>3</sup> /год	%об
<i>ТПГ, в т.ч.:</i>	<i>4039,84</i>	<i>42,95</i>	<i>7263,14</i>	<i>100</i>
N <sub>2</sub>	1878,75	20	1503	20,71
Ar	883,93	9,4	495	6,82
H <sub>2</sub>	355,98	3,78	3987	54,94
CH <sub>4</sub>	803,57	8,54	1125	15,50
NH <sub>3</sub>	92,66	0,99	122,09	1,68
H <sub>2</sub> O пара	24,95	0,27	31,04	0,43
<i>NH<sub>4</sub>OH в т.ч.:</i>	<i>5366,86</i>	<i>57,05</i>		
NH <sub>3</sub>	1341,71	25		
H <sub>2</sub> O	4025,14	75		
<i>Разом</i>	<i>9406,7</i>	<i>100</i>	<i>7263,14</i>	<i>100</i>



## 5 РОЗРАХУНОК ТЕПЛОВОГО БАЛАНСУ

Вихідні дані:

- початкова температура ТПГ  $t_r = 30\text{ }^{\circ}\text{C}$ ;
- кінцева температура ТПГ  $t_{rk} = 35\text{ }^{\circ}\text{C}$ ;
- початкова температура охолоджуючої води  $t_o = 30\text{ }^{\circ}\text{C}$ ;
- розігрів охолоджуючої води  $\Delta t = 7\text{ }^{\circ}\text{C}$ ;
- початкова температура води на зрошення  $t_b = 20\text{ }^{\circ}\text{C}$ ;
- температура аміачної води  $t_5 = 45\text{ }^{\circ}\text{C}$ ;
- тепловий ефект реакції утворення  $\text{NH}_4\text{OH}$   $Q_{\text{NH}_4\text{OH}} = 34660\text{ КДж/кмоль}$ ;
- питома теплоємність 25%-ого розчину  $\text{NH}_4\text{OH}$   $C_{p(\text{NH}_4\text{OH})} = 4,391\text{ КДж/(кг}\cdot\text{K)}$ .

### РОЗРАХУНОК

Рівняння теплового балансу абсорбційної колони:

$$Q_1 + Q_2 + Q_3 = Q_4 + Q_5 + Q_6 + Q_7,$$

де  $Q_1, Q_2$  - теплота, що вноситься відповідно танковими і продувними газами і водою, КДж/год.;  $Q_3$  - тепловий ефект реакції утворення аміачної води, КДж/год.;  $Q_4, Q_5$  - теплота, що виноситься відповідно танковими і продувними газами і аміачною водою, КДж/год.;  $Q_6$  - втрати теплоти в навколишнє середовище, КДж/год.  $Q_7$  – теплота, що відводиться з колони охолоджуючою водою – є невідомою, то ж рівняння теплового балансу вирішують відносно  $Q_7$ .

Фізична теплота газу на вході в колону

$$Q_1 = N \cdot C_{p\text{ п.г}} \cdot t_r$$

де  $C_{p \text{ п.г}}$  - середня теплоємність продувного газу при відповідній температурі, Дж/(моль·К). Середня теплоємність продувного газу за правилом адитивності:

$$C_{p \text{ п.г}} = \sum_{i=1}^n C_{pi} \cdot C_i.$$

де  $C_{pi}$  - середня теплоємність  $i$ -го компоненту, Дж/(моль·К);

$C_i$  – мольна (об'ємна) частка  $i$ -го компоненту;  $n$  - число компонентів.

Визначимо середню теплоємність компонентів танкових і продувних газів при температурі  $T = 30^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$ , Дж/(моль·К):

$$\text{H}_2: C_p = 27,28 + 0,00326 \cdot 303 + 50000 / 303^2 = 28,81;$$

$$\text{Ar} : C_p = 20,92 ;$$

$$\text{N}_2 : C_p = 27,88 + 0,00427 \cdot 303 = 29,17;$$

$$\text{CH}_4: C_p = 14,32 + 0,07466 \cdot 303 - 0,00001743 \cdot 303^2 = 35,34 ;$$

$$\text{NH}_3: C_p = 29,8 + 0,02548 \cdot 303 - 167000 / 303^2 = 35,70;$$

$$C_{p \text{ (г)}} = 30,70.$$

Початкова кількість моль танкових і продувних газів:

$$N_0 = V_0 / V_m \cdot 1000 = 9000 / 22,4 \cdot 1000 = 401785,71 \text{ моль/год};$$

де  $V_0$  – прихід танкових і продувних газів,  $\text{м}^3/\text{год}$ ;

$V_m$  – молярний об'єм газів,  $V_m = 22,4 \text{ м}^3/\text{кмоль}$ .

Теплота, що вноситься танковими і продувними газами:

$$Q_1 = N_0 \cdot C_{p \text{ (г)}} \cdot t_{\text{г}} / 1000 = 401785,71 \cdot 30,70 \cdot 30 / 1000 = 370063,168 \text{ кДж/год}.$$

Питома теплоємність води в рідкому стані за температури  $t_{\text{в}} = 20^\circ\text{C} = 293 \text{ K}$ :

$$\text{H}_2\text{O}: C_p = 39,02 + 0,07664 \cdot 298 + 1196000 / 298^2 = 75,41 \text{ Дж/(моль·К)}.$$

Кількість моль води на зрошення:

$$N_{\text{H}_2\text{O}} = G_{\text{H}_2\text{O}} / M_{\text{H}_2\text{O}} \cdot 1000 = 4050,09 / 18 \cdot 1000 = 225004,965 \text{ моль/год};$$

де  $G_{\text{H}_2\text{O}}$  – маса води, що подається на зрошення,  $\text{кг/год}$ ;

$M_{H_2O}$  – молярна маса води, кг/кмоль.

Теплота, що вноситься водою:

$$Q_2 = N_{H_2O} \cdot C_p \cdot t_v / 1000 = 225004,965 \cdot 75,41 \cdot 20 / 1000 = 339338,7977 \text{ кДж/год.}$$

Кількість моль утвореного  $NH_4OH$  дорівнює кількості моль поглиненого  $NH_3$  та розраховується за наступною формулою:

$$N_{NH_4OH} = V_{абс(NH_3)} / V_m = 1767,906 / 22,4 = 78,924 \text{ кмоль/год.}$$

Тепловий ефект реакції утворення аміачної води:

$$Q_3 = N_{NH_4OH} \cdot Q_{NH_4OH} = 78,924 \cdot 34660 = 2735518,838 \text{ кДж/год.}$$

Сумарний прихід теплоти:

$$Q_{пр} = Q_1 + Q_2 + Q_3 = 370063,168 + 339338,7977 + 2735518,838 = 3\,444\,920,803 \text{ кДж/год.}$$

Визначимо середню теплоємність компонентів танкових і продувних газів на виході при температурі  $T = 35^\circ\text{C} = 308 \text{ К}$ , Дж/(моль·К):

$$H_2: C_p = 27,28 + 0,00326 \cdot 308 + 50000 / 308^2 = 28,81;$$

$$Ar: C_p = 20,92;$$

$$N_2: C_p = 27,88 + 0,00427 \cdot 308 = 29,195;$$

$$CH_4: C_p = 14,32 + 0,07466 \cdot 308 - 0,00001743 \cdot 308^2 = 35,66;$$

$$NH_3: C_p = 29,8 + 0,02548 \cdot 308 - 167000 / 308^2 = 35,89;$$

$$H_2O_{(г)}: C_p = 30 + 0,01071 \cdot 308 + 33000 / 308^2 = 33,65;$$

$$C_{p(гк)} = 29,55.$$

Кінцева кількість моль танкових і продувних газів:

$$N_k = V_k / V_m \cdot 1000 = 7263,138 / 22,4 \cdot 1000 = 324247,242 \text{ моль/год;}$$

де  $V_k$  – витрата танкових і продувних газів,  $\text{нм}^3/\text{год}$ ;

$V_m$  – молярний об'єм газів,  $V_m = 22,4 \text{ м}^3/\text{кмоль}$ .

Теплота, що виноситься танковими і продувними газами:

$$Q_4 = N_k \cdot C_{p(гк)} \cdot t_{гк} / 1000 = 324247,242 \cdot 29,55 \cdot 35 / 1000 = 335392,933 \text{ кДж/год.}$$

Теплота, що виноситься аміачною водою за температури  $t_5=45\text{ }^{\circ}\text{C}$ :

$$Q_5 = C_{p(\text{NH}_4\text{OH})} \cdot G_{(\text{p-ну})} \cdot t_5 = 4,391 \cdot 5366,8575 \cdot 45 = 1060464,208 \text{ кДж/год},$$

де  $G_{(\text{p-ну})}$  – маса утвореного 25 %-ого розчину  $\text{NH}_4\text{OH}$ , кг/год.

Втрати теплоти у довкілля приймаємо 5% від приходу  $Q_{\text{пр}}$  :

$$Q_6 = Q_{\text{пр}} \cdot 0,05 = 176465,169 \text{ кДж/год}.$$

Теплота, що відводиться охолоджуючою водою:

$$Q_7 = Q_{\text{пр}} - Q_4 - Q_5 - Q_6 = 1\,876\,817,622 \text{ кДж/год}.$$

Результати розрахунків надано в таблиці 5.1.

Питома теплоємність води в рідкому стані за температури  $t_{\text{в(ох)}} = t_0 + \Delta t = 30 + 7 = 37\text{ }^{\circ}\text{C} = 310\text{ K}$ :

$$\text{H}_2\text{O}: C_p = 39,02 + 0,07664 \cdot 310 + 1196000 / 310^2 = 75,22 \text{ Дж/(моль} \cdot \text{K)}.$$

Витрата охолоджуючої води, кг/год:

$$G_{\text{H}_2\text{O(ох)}} = \frac{Q_7 \cdot M_{\text{H}_2\text{O}}}{C_{p(\text{H}_2\text{O})} \cdot \Delta t} = \frac{1876817,622 \cdot 18}{75,22 \cdot 7} = 64156,62 \text{ кг/год},$$

де  $M_{\text{H}_2\text{O}}$  – молярна маса води,  $M_{\text{H}_2\text{O}} = 18 \text{ кг/кмоль}$ .

Таблиця 5.1 – Тепловий баланс абсорбційної колони

Прихід теплоти, кДж/год				%	Витрата теплоти, кДж/год				%
$Q_1$	теплота, що вноситься з газом	370063,168		10,7	$Q_4$	теплота, що виноситься газом	335392,933		9,74
$Q_2$	теплота, що вноситься з водою	339338,7977		9,85	$Q_5$	теплота, що виноситься аміачною водою	1060464,208		30,78
$Q_3$	тепловий ефект реакції утворення аміачної води	2735518,838		79,4	$Q_6$	втрати теплоти в навколишнє середовище	176465,169		5
					$Q_7$	теплота, що відводиться в середині колони по змійовиках	1876817,622		54,48
$Q_{\text{прих}}$		3444920,803		100	$Q_{\text{витр}}$		3444920,803		100

## 6 РОЗРАХУНОК АБСОРБЕРУ

З різних типів апаратів нині найбільш поширені барботажні тарілчасті абсорбери і насадкові абсорбери.

Тарілчасті абсорбери зазвичай є вертикальними циліндрами-колонами, усередині яких на певній відстані одна від одної за висотою колони розміщуються горизонтальні перегородки-тарілки. Тарілки призначені для розвитку поверхні контакту фаз при спрямованому русі цих фаз (рідина тече зверху вниз, а газ проходить від низу до верху) і багатократній взаємодії рідини і газу. На кожній тарілці, залежно від її конструкції, можна підтримувати той або інший вид руху фаз, зазвичай перехресна течія або повне перемішування рідини. За способом зливу рідини з тарілки абсорбери підрозділяють на колони з тарілками із зливними пристроями і з тарілками без зливних пристроїв (з неорганізованим зливом рідини).

До тарілчастих апаратів із зливними пристроями відносяться колони з ковпачковими, ситчастими, клапанними та іншими тарілками. Ці тарілки мають спеціальні пристрої для перетікання рідини з однієї тарілки на іншу - зливні трубки, кишені та ін. Нижні кінці зливних пристроїв занурені в рідину на розташованих нижче тарілках для створення гідрозатвора, що запобігає проходженню газу через зливний пристрій.

### 6.1 Визначення кількості тарілок і висоти абсорбера

Вихідні дані:

- вихідна концентрація аміаку у газовій суміші, %об. – 21;
- кінцева концентрація аміаку у газовій суміші, %об. – 1,68;
- концентрація аміаку в аміачній воді, %мас. – 25;
- тиск в абсорбері 1,6 МПа або 12001 мм рт.ст.;
- ККД тарілки – 0,25;

- висота верхньої (сепараційної) частини колони –  $Z_{\text{в}} = 1$  м;
- відстань від нижньої тарілки до днища –  $Z_{\text{н}} = 2$  м.

### Розрахунок

Кількість теоретичних тарілок визначається числовим інтегруванням виразу:

$$N_{\text{теор}} = \int \frac{dC}{(C_{\text{роб}} - C_{\text{рівн}})},$$

де  $C_{\text{роб}}$ ,  $C_{\text{рівн}}$  – відповідно робоча і рівноважна концентрації аміаку у газовій фазі, % об.

Наступна таблиця 6.1 складена при заданих значеннях температури аміачної води – з рухом рідини зверху вниз зростає концентрація аміачної води і, відповідно, зростає її температура внаслідок екзотермічного ефекту абсорбції. Стовпчик 1 відповідає концентрації аміаку в аміачній воді по ходу руху газу в апараті. На вході в абсорбер ця концентрація завжди дорівнює 0%, кінцева концентрація аміачної води задана – 25 %. По ходу руху газу в апараті концентрація зростає, тому обираємо крок 5% і вносимо ці дані в таблицю. Стовпчик 2 відповідає за температуру аміачної води. Задано початкову температуру зрошувальної води та кінцеву температуру аміачної води. Вносимо значення температури в таблицю з кроком 5. Стовпчик 3 відповідає рівноважному тиску аміаку  $P_{\text{рівн.}}$  над розчином аміачної води в залежності від температури – див. таблицю 2.1. Рівноважна концентрація аміаку над розчином (4 стовпчик) розрахована за рівнянням, %об.:

$$P_{\text{рівн}} = \frac{C_{\text{рівн}}}{100} \cdot P,$$

$$C_{\text{рівн}} = \frac{P_{\text{рівн}} \cdot 100}{P},$$

де  $P_{\text{рівн}}$  - рівноважний тиск аміаку над розчином аміачної води, мм.рт.ст.;

$C_{\text{рівн}}$  - рівноважна концентрація аміаку над розчином, %;

$P$  - тиск в абсорбері,  $P = 12001$  мм.рт.ст.;

100 – переведення об'ємної частки у відсотки.

За даними таблиці 6.1 побудована рівноважна крива (рисунок 6.1), яка апроксимована рівнянням другого порядку засобами Excel. Робоча лінія побудована за двома точками вихідних даних і апроксимована рівнянням першого порядку.

Таблиця 6.1 – Залежність тиску і концентрації аміаку від температури і концентрації розчину аміачної води

Конц $\text{NH}_3$ в амводі, %мас.	Температура, $^{\circ}\text{C}$	Тиск, мм.рт.ст.	Рівноважна конц. $\text{NH}_3$ у газі, %об
0	20	0	0
5	25	66,39	0,553
10	30	143,9	1,199
15	35	291,1	2,426
20	40	543	4,525
25	45	937,95	7,816

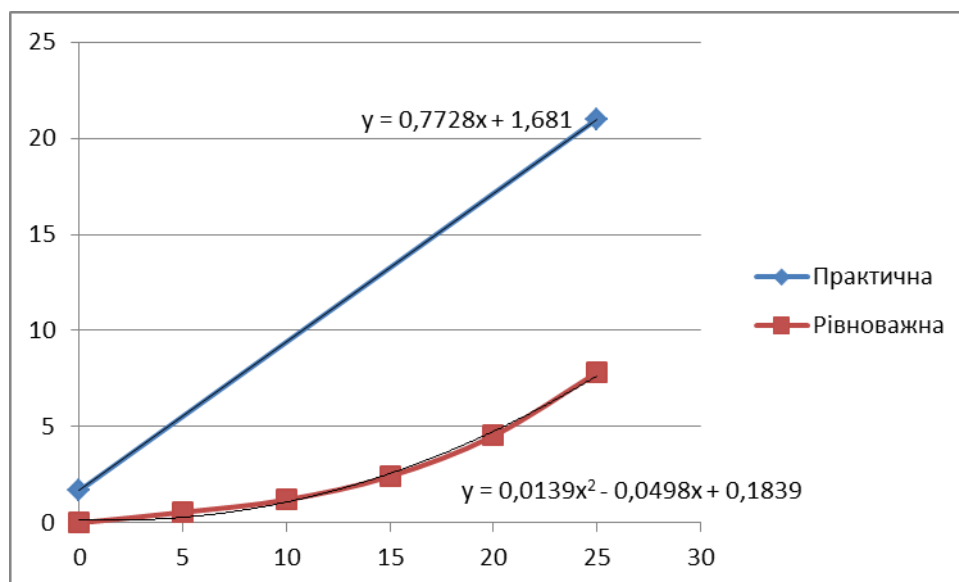


Рисунок 6.1 – Залежність практичної і рівноважної концентрацій аміаку у газовій фазі від концентрації аміачної води.

Отримані рівняння використані для розрахунку кількості теоретичних тарілок числовим інтегруванням – таблиця 6.2.

Таблиця 6.2 – Визначення кількості теоретичних тарілок числовим інтегруванням

$C_{\text{ам. води, \%мас}}$	$C_{\text{роб, \%об}}$	$C_{\text{рівнов, \%об}}$	$dC$	$N_T$
0	1,681	0,1839	1,681	1,1228
1	2,4538	0,148	0,7728	0,3352
2	3,2266	0,1399	0,7728	0,2504
3	3,9994	0,1596	0,7728	0,2013
4	4,7722	0,2071	0,7728	0,1693
5	5,545	0,2824	0,7728	0,1468
6	6,3178	0,3855	0,7728	0,1303
7	7,0906	0,5164	0,7728	0,1176
8	7,8634	0,6751	0,7728	0,1075
9	8,6362	0,8616	0,7728	0,0994
10	9,409	1,0759	0,7728	0,0927
11	10,1818	1,318	0,7728	0,0872
12	10,9546	1,5879	0,7728	0,0825
13	11,7274	1,8856	0,7728	0,0785
14	12,5002	2,2111	0,7728	0,0751
15	13,273	2,5644	0,7728	0,0722
16	14,0458	2,9455	0,7728	0,0696
17	14,8186	3,3544	0,7728	0,0674
18	15,5914	3,7911	0,7728	0,0655
19	16,3642	4,2556	0,7728	0,0638
20	17,137	4,7479	0,7728	0,0624
21	17,9098	5,268	0,7728	0,0611
22	18,6826	5,8159	0,7728	0,0601
23	19,4554	6,3916	0,7728	0,0592
24	20,2282	6,9951	0,7728	0,0584
25	21,001	7,6264	0,7728	0,0578

Загальна кількість теоретичних тарілок:

$$N_{\text{теор}} = \sum_{i=1}^{n=25} N_T = 3,79.$$



Загальна кількість практичних тарілок:

$$N_{\text{практ}} = \frac{N_{\text{теор}}}{KKД} = \frac{3,79}{0,25} = 15,18.$$

Прийнята для установки стандартна колона:  $N_{\text{практ}} = 20$  тарілок.

Загальна висота абсорбційної колони визначається за формулою:

$$H_K = H + Z_B + Z_H,$$

де  $H_K$  – загальна висота абсорбційної колони, м;

$H$  – висота тарілчастої частини колони, м.

$$H = h_{\text{мт}} \cdot (N_{\text{практ}} - 1)$$

де  $h_{\text{мт}}$  – між тарілчастий простір, м,  $h_{\text{мт}} = 0,4$ .

$$H = 0,4 \cdot (20 - 1) = 7,6 \text{ м};$$

$$H_K = 7,6 + 1 + 2 = 10,6 \text{ м}.$$

## 6.2 Розрахунок діаметру абсорбера

Граничну швидкість для колон з сітчастими тарілками розраховуємо за формулою:

$$\omega_{\text{гран}} = C \sqrt{\frac{\rho_p}{\rho_g}},$$

де  $\omega_{\text{гран}}$  – гранична швидкість газової суміші в абсорбері, м/с;  $C$  – коефіцієнт який залежить від висоти тарілки та її типу;  $\rho_p = 998 \text{ кг/м}^3$  [7, ст. 512, табл. IV] – густина рідини (поглинач);  $\rho_g$  – густина газу,  $\text{кг/м}^3$ .

Коефіцієнт  $C$  визначаємо з рисунка 6.2:

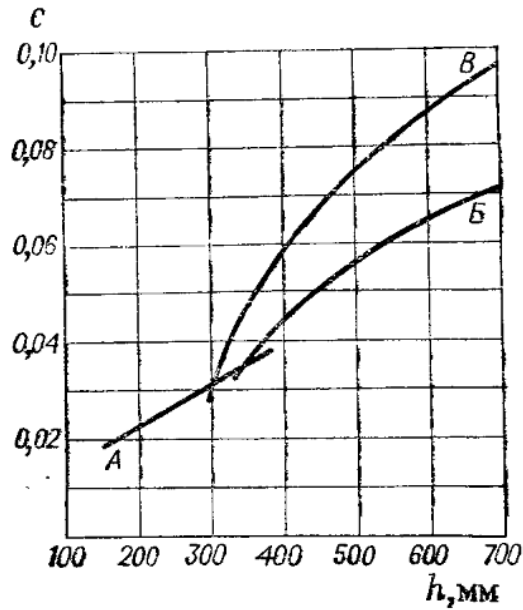


Рисунок 6.2 – Значення коефіцієнту С: А, Б – ковпачкові тарілки з круглими ковпачками, В – ситчасті тарілки.

Для ситчастих тарілок при  $h_{\text{MT}}=0,4$  м коефіцієнт  $C = 0,059$ .

Для визначення густини газу при заданих умовах користуються об'єднаним газовим законом:

$$\frac{P \cdot V}{T} = \frac{P_0 \cdot V_0}{T_0},$$

$$\frac{V_0}{V} = \frac{T_0 \cdot P}{P_0 \cdot T}.$$

Оскільки маса газу при зміні об'єму залишається сталою, то чисельник і знаменник можна помножити на  $m$ :

$$\frac{V_0 \cdot m}{V \cdot m} = \frac{\rho_z}{\rho_0},$$

$$\frac{\rho_z}{\rho_0} = \frac{T_0 \cdot P}{P_0 \cdot T},$$

$$\rho_z = \rho_0 \cdot \frac{T_0 \cdot P}{P_0 \cdot T}.$$

Обчислимо середню густину ТПГ при нормальних умовах:

$$\rho_0 = \frac{M(H_2)}{V_m} \cdot \frac{y_0^{H_2} + y_k^{H_2}}{2} + \frac{M(Ar)}{V_m} \cdot \frac{y_0^{Ar} + y_k^{Ar}}{2} + \frac{M(N_2)}{V_m} \cdot \frac{y_0^{N_2} + y_k^{N_2}}{2} + \frac{M(CH_4)}{V_m} \cdot \frac{y_0^{CH_4} + y_k^{CH_4}}{2} +$$

$$+ \frac{M(NH_3)}{V_m} \cdot \frac{y_0^{NH_3} + y_{\kappa}^{NH_3}}{2} + \frac{M(H_2O)}{V_m} \cdot \frac{y_0^{H_2O} + y_{\kappa}^{H_2O}}{2} = \frac{2}{22,4} \cdot \frac{0,443 + 0,549}{2} + \frac{40}{22,4} \cdot \frac{0,055 + 0,0682}{2} +$$

$$+ \frac{28}{22,4} \cdot \frac{0,167 + 0,207}{2} + \frac{16}{22,4} \cdot \frac{0,125 + 0,155}{2} + \frac{17}{22,4} \cdot \frac{0,21 + 0,0168}{2} + \frac{18}{22,4} \cdot \frac{0 + 0,0043}{2} = 0,5757 \text{ кг} / \text{м}^3$$

Обчислимо середню густину ТПГ при  $P = 1,6 \text{ МПа} = 1600 \text{ кПа}$  і  $T = (30+35)/2 = 32,5 \text{ }^{\circ}\text{C} = 305,5 \text{ К}$  ( $T_0 = 273 \text{ К}$ ,  $P_0 = 100 \text{ кПа}$ ):

$$\rho_z = 0,5757 \cdot \frac{273 \cdot 1600}{100 \cdot 305,5} = 8,231 \text{ кг} / \text{м}^3.$$

Гранична швидкість:

$$\omega_{\text{гран}} = 0,059 \sqrt{\frac{998}{8,231}} = 0,6497 \text{ м} / \text{с}.$$

Швидкість газу повинна бути нижчою від деякого граничного значення  $\omega_{\text{гран}}$ , при якому починається бризковинос:

$$\omega_{\text{опт}} = (0,8 \div 0,9) \omega_{\text{гран}},$$

де  $\omega_{\text{опт}}$  – оптимальна швидкість газової суміші в абсорбери, м/с.

$$\omega_{\text{опт}} = 0,9 \cdot 0,6497 = 0,5847 \text{ м} / \text{с}.$$

Діаметр колони визначається у залежності від швидкості і кількості газової суміші, що піднімається колоною:

$$D_{\kappa} = \sqrt{\frac{4 \cdot G_z}{\pi \cdot \rho_z \cdot \omega_{\text{опт}}}},$$

де  $D_{\kappa}$  – діаметр колони, м.

Середня молекулярна маса ТПГ:

$$M_z = M(H_2) \cdot \frac{y_0^{H_2} + y_{\kappa}^{H_2}}{2} + M(Ar) \cdot \frac{y_0^{Ar} + y_{\kappa}^{Ar}}{2} + M(N_2) \cdot \frac{y_0^{N_2} + y_{\kappa}^{N_2}}{2} + M(CH_4) \cdot \frac{y_0^{CH_4} + y_{\kappa}^{CH_4}}{2} +$$

$$+ M(NH_3) \cdot \frac{y_0^{NH_3} + y_{\kappa}^{NH_3}}{2} + M(H_2O) \cdot \frac{y_0^{H_2O} + y_{\kappa}^{H_2O}}{2} = 2 \cdot \frac{0,443 + 0,549}{2} + 40 \cdot \frac{0,055 + 0,0682}{2} +$$

$$+ 28 \cdot \frac{0,167 + 0,207}{2} + 16 \cdot \frac{0,125 + 0,155}{2} + 17 \cdot \frac{0,21 + 0,0168}{2} + 18 \cdot \frac{0 + 0,0043}{2} = 12,896 \text{ кг / кмоль.}$$

Середня витрата газу розраховується за формулою:

$$G_z = \frac{V \cdot M_z}{22,4} = 5181,25 \text{ кг / год.}$$

Діаметр колони:

$$D_\kappa = \sqrt{\frac{4 \cdot 5181,25}{3,14 \cdot 8,231 \cdot 0,5847 \cdot 3600}} = 0,617 \text{ м.}$$

Швидкість газу уточнюється після обрання стандартного діаметра колони за формулою, м/с:

$$\omega_z = \frac{4V}{\pi \cdot D_\kappa'^2},$$

де  $D_\kappa'$  – стандартний діаметр колони, м.

Обираємо стандартну колону діаметром  $D_\kappa' = 1000 \text{ мм} = 1 \text{ м}$ . Тоді дійсна швидкість газового потоку складе:

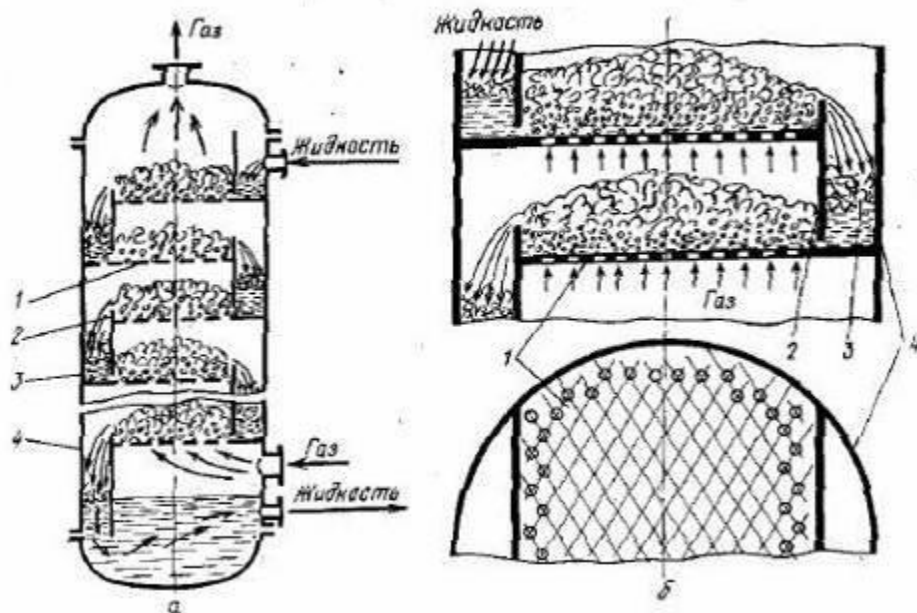
$$\omega_z = \left( \frac{D_\kappa}{D_\kappa'} \right)^2 \cdot \omega_{om} = \left( \frac{0,617}{1} \right)^2 \cdot 0,5847 = 0,223 \text{ м / с.}$$

### 6.3 Гідравлічний розрахунок

Основний вплив на ефективність тарілок будь-яких конструкцій чинять гідродинамічні умови їх роботи. Залежно від швидкості газу розрізняють три основні гідродинамічні режими роботи тарілчастих апаратів: бульбашковий, пінний і струминний (чи інжекційний). Ці режими розрізняються структурою газорідного шару на тарілці, яка в основному визначає його гідравлічний опір, висоту і поверхню контакту на тарілці.

Ситчасті тарілки (рисунок 6.3) мають велике число отворів діаметром 2 - 8 мм, через які проходить газ в шар рідини на тарілці (протитечією від

низу до верху). Рівень рідини на тарілці підтримується пристроєм переливу  
 2. Висота шару рідини на тарілці складає 25 - 30 мм і визначається положенням верхніх кінців переливних труб. Основним недоліком таких апаратів є те, що вони працюють задовільно лише в обмеженому діапазоні навантажень. При низьких навантаженнях, коли швидкість газу мала, рідина просочується через отвори тарілки, що призводить до порушення роботи колони.



а - колона з тарілками; б - дві сусідні тарілки;

1 - тарілки; 2 - переточні перегородки або труби з порогами;

3- гідравлічні затвори; 4 - корпус колони

Рисунок 6.3 – Будова колони з сітчастими переточними тарілками.

Обираємо сітчасту тарілку типу ТС. Технічні характеристики тарілки наведені у таблиці 6.3.

Таблиця 6.3 – Технічні характеристики тарілок типу ТС [8]

Параметр	Умовне позначення	Одиниці вимірювання	Величина
Діаметр колони	$D_k$	мм	1000
Вільний переріз колони	$F_k$	$m^2$	0,785
Робочий переріз тарілки	$F_T$	$m^2$	0,713
Діаметр отвору	$d_o$	м	0,004
Крок між отворами	$t$	мм	8 – 15
Відносний вільний переріз тарілки	$F_v$	%	13,5 – 3,86
Переріз переливу	$L_p$	$m^2$	0,036
Відносна площа переливу	$F_p$	%	4,6
Периметр переливу	$l_{пер}$	м	0,800
Висота переливного порогу	$h_p$	м	0,03

Повний гідравлічний опір тарілки розраховується за рівнянням:

$$\Delta P_m = \Delta P_{сyx} + \Delta P_{\sigma} + \Delta P_{гж},$$

де  $\Delta P_{сyx}$  – опір сухої тарілки;

$\Delta P_{\sigma}$  – опір, викликаний силами поверхневого натягу;

$\Delta P_{гж}$  – опір газорідинного шару на тарілці.

Опір сухої тарілки визначається за рівнянням:

$$\Delta P_{сyx} = \xi \frac{\omega_0^2 \cdot \rho_{г}}{2},$$

де  $\xi$  – коефіцієнт опору незрошуваної сітчастої тарілки;

$\omega_0$  – швидкість газу в отворах тарілки, м/с;

$\rho_{г}$  – середня густина ТПГ за даних умов, кг/м<sup>3</sup>.

Коефіцієнт опору незрошуваної сітчастої тарілки обираємо з таблиці 6.4:

Таблиця 6.4 – Залежність коефіцієнту опору  $\xi$  від типу тарілки [4]

Тарілки	$\xi$	Тарілки	$\xi$
Ковпачкові	4,5 ÷ 5	Провальні:	
Сітчасті:		дірчасті	2,1
$\varphi = 0,07 \div 0,1$	1,85	гратчасті	1,4 ÷ 1,5
$\varphi = 0,15 \div 0,2$	1,45	трубчасто-градчасті	0,9 ÷ 1

Приймаємо відносний вільний переріз тарілки 10% ( $\varphi = 0,1$ ). Тому коефіцієнт  $\xi = 1,85$ .

Визначаємо швидкість газу в отворах тарілки за формулою:

$$\omega_0 = \omega_e \frac{F_T}{F'_B},$$

де  $\omega_e$  – дійсна швидкість газового потоку в м/с;

$F_T$  – робочий переріз тарілки, м<sup>2</sup>;

$F'_B$  – відносний вільний переріз тарілки, м<sup>2</sup>.

Оскільки відносний вільний переріз тарілки було прийнято 10 %, то відносний вільний переріз в м<sup>2</sup> буде рівним:

$$F'_B = F_T \cdot F_B = 0,713 \cdot \frac{10}{100} = 0,0713 \text{ м}^2.$$

Швидкість газу в отворах тарілки:

$$\omega_0 = 0,223 \cdot \frac{0,713}{0,0713} = 2,23 \text{ м/с}.$$

Тоді опір сухої тарілки:

$$\Delta P_{\text{сух}} = 1,85 \frac{2,23^2 \cdot 8,231}{2} = 37,77 \text{ Па}.$$

Опір, викликаний силами поверхневого натягу, визначають за формулою:

$$\Delta P_{\sigma} = \frac{4\sigma}{d_e},$$

де  $\sigma$  – поверхневий натяг, Н/м;

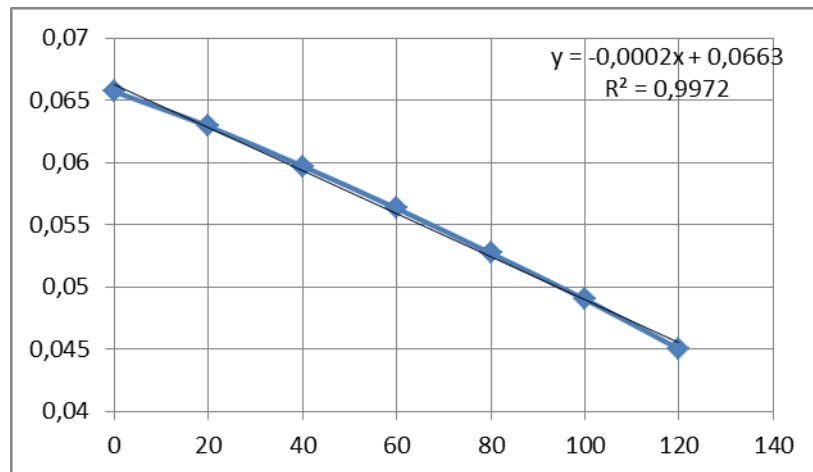
$d_e$  – еквівалентний діаметр отвору, м.

Для сітчастих тарілок еквівалентний діаметр отвору  $d_e$  дорівнює діаметру отвору  $d_0$ .

Таблиця 6.5 – Поверхневий натяг  $H_2O$  та  $NH_4OH$  в залежності від температури [7]

Речовина	Поверхневий натяг, Н/м						
	0 <sup>0</sup> С	20 <sup>0</sup> С	40 <sup>0</sup> С	60 <sup>0</sup> С	80 <sup>0</sup> С	100 <sup>0</sup> С	120 <sup>0</sup> С
H <sub>2</sub> O	0,0756	0,0728	0,0696	0,0662	0,0626	0,0589	0,0549
NH <sub>4</sub> OH(25%)	0,0657	0,0629	0,0597	0,0563	0,0527	0,049	0,045

Будуємо графік залежності поверхневого натягу аміачної води від температури та знаходимо апроксимуюче рівняння:



Апроксимуюче рівняння:  $\sigma = -0,0002 \cdot T + 0,0663$ .

На першу тарілку надходить вода температурою 20<sup>0</sup>С. Згідно таблиці 6.5, поверхневий натяг води за даних умов  $\sigma_1 = 0,0728 \text{ Н/м}$ . На останній тарілці знаходиться аміачна вода концентрацією 25% ( $T = 45^0\text{С}$ ). Поверхневий натяг аміачної води згідно апроксимуючого рівняння:  $\sigma_{20} = -0,0002 \cdot 45 + 0,0663 = 0,0573 \text{ Н/м}$ . Поверхневий натяг на 2-19 тарілках



приймаємо для аміачної води концентрацією 25% за температури

$$\frac{20+45}{2}=32,5^{\circ}\text{C}: \sigma_{2-19} = -0,0002 \cdot 32,5 + 0,0663 = 0,0598 \text{ Н/м}.$$

Опір, викликаний силами поверхневого натягу, на першій тарілці:

$$\Delta P_{\sigma(1)} = \frac{4 \cdot 0,0728}{0,004} = 72,8 \text{ Па}.$$

Опір, викликаний силами поверхневого натягу, на останній тарілці:

$$\Delta P_{\sigma(20)} = \frac{4 \cdot 0,0573}{0,004} = 57,3 \text{ Па}.$$

Опір, викликаний силами поверхневого натягу, на 2-19 тарілках:

$$\Delta P_{\sigma(2-19)} = \frac{4 \cdot 0,0598}{0,004} = 59,8 \text{ Па}.$$

Опір газорідного шару на сітчастій тарілці визначається за формулою:

$$\Delta P_{\text{гп}} = 1,3 g k \rho_{\text{води}} (h_n + \Delta h),$$

де  $h_n$  – висота переливного порогу, м;

$g$  – прискорення вільного падіння,  $g = 9,81 \text{ м/с}^2$ ;

$\rho_{\text{води}}$  – густина води за температури  $32,5^{\circ}\text{C}$ ,  $\text{кг/м}^3$ .

Величина  $\Delta h$  визначається за формулою:

$$\Delta h = \left( \frac{V_{\text{pid}}}{1,85 l_{\text{пер}} k} \right)^{2/3},$$

де  $V_{\text{pid}}$  – об'ємна витрата води,  $\text{м}^3/\text{с}$ ;

$l_{\text{пер}}$  – периметр переливу, м;

$k = 0,5$  [9, с. 24].

Об'ємна витрата води визначається за формулою:

$$V_{\text{pid}} = \frac{G}{3600 \cdot \rho_{\text{води}}} = \frac{4025,14}{3600 \cdot 994,85} = 0,00112 \text{ м}^3/\text{с},$$

де  $G$  – об'ємна витрата води на утворення аміачної води,  $\text{кг/год}$ ;

$\rho_{\text{води}}$  – густина води за температури  $32,5^{\circ}\text{C}$ ,  $\rho_{\text{води}} = 994,85 \text{ кг/м}^3$ .

Висота рівня рідини над переливним порогом:

$$\Delta h = \left( \frac{0,00112}{1,85 \cdot 0,8 \cdot 0,5} \right)^{2/3} = 0,013 \text{ м}.$$

Опір газорідинного шару на сітчастій тарілці:

$$\Delta P_{ep} = 1,3 \cdot 9,81 \cdot 0,5 \cdot 994,85 \cdot (0,03 + 0,013) = 274,13 \text{ Па}.$$

Тоді повний гідравлічний опір сітчастої тарілки становить:

$$1 \text{ тарілка: } \Delta P_{m1} = 37,77 + 72,8 + 274,13 = 384,7 \text{ Па},$$

$$2-19 \text{ тарілка: } \Delta P_{m2-19} = 37,77 + 59,8 + 274,13 = 371,7 \text{ Па},$$

$$20 \text{ тарілка: } \Delta P_{m20} = 37,77 + 57,3 + 274,13 = 369,2 \text{ Па}.$$

У попередніх розділах була обрана відстань між тарілками  $h = 0,4 \text{ м}$ .  
Мінімальна відстань між тарілками повинна забезпечувати роботу гідрозатвора на тарілці. Перевіряємо прийняту відстань між тарілками згідно з умовою:

$$h > 1,8 \frac{\Delta P_m}{\rho_{\text{води}} \cdot g} = 1,8 \frac{384,7}{994,85 \cdot 9,81} = 0,07 \text{ м}.$$

Отже, при максимальному гідравлічному опорі вищевказана умова виконується:  $0,4 > 0,07 \text{ м}$ .

Опір всіх тарілок колони:

$$\Delta P = 1 \cdot \Delta P_{m1} + 18 \cdot \Delta P_{m2-19} + 1 \cdot \Delta P_{m20} = 1 \cdot 384,7 + 18 \cdot 371,7 + 1 \cdot 369,2 = 7444,54 \text{ Па}.$$

## СПИСОК РЕКОМЕНДОВАНОЇ ТА ВИКОРИСТАНОЇ ЛІТЕРАТУРИ

1. ГОСТ 9-92 Аммиак водный технический. Технические условия. – М.: ИПК Издательство стандартов. 2002. – 8 с.
2. Справочник азотчика т.2. /Под общ. редакцией Е.Я. Мельникова. – М.: Химия, 1967. – 444 с.
3. Рамм В.М. Абсорбция газов. / В.М. Рамм. – М.: Химия. 1966. – 767 с.
4. Иоффе И.Л. Проектирование процессов и аппаратов химической технологии: учебник для техникумов / И.Л. Иоффе – Л.: Химия, 1991.–352 с.
5. ОСТ 26–805–73. Тарелки сетчатые колонных аппаратов. Типы и параметры. Конструкция и размеры. – Взамен ОН 26–01–99–69; введ. 01–04–1976. – Дзержинск: УкрНИИХИММАШ, 1973. – 29 с.
6. Краткий справочник физико-химических величин. Изд. 8-е, перераб. / Под ред. А.А. Равделя А.М. Пономаревой. – Л. : Химия, 1983. – 232 с.
7. Павлов К. Ф., Романков П. Г., Носков А. А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. Учебное пособие для вузов/Под ред. чл.-корр. АН СССР П. Г. Романкова. – 10-е изд., перераб. И доп. – Л.: Химия, 1987. – 576 с., ил.
8. ОСТ 26–805–73. Тарелки ситчатые колонных аппаратов. Типы и параметры. Конструкция и размеры. – Взамен ОН 26–01–99–69; введ. 01–04–1976. – Дзержинск: УкрНИИХИММАШ, 1973. – 29 с.
9. Киприанов, А. И. Расчет абсорбционных установок [Текст] : методические указания по курсовому проектированию для студентов химикотехнологического факультета (специальности 0903, 0904) / А. И. Киприанов, Б. Н. Лебедев. – Л. : ЛТА, 1984. – 42 с.